

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE JUIZ DE FORA
FACULDADE DE ENGENHARIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL**

Carolina de Oliveira Resende

**Desempenho de filtros biológicos percoladores (FBP) pós-reator UASB para o
tratamento do esgoto doméstico convencional e proveniente de coleta de tempo seco:
um estudo de modelagem matemática**

**Juiz de Fora
2025**

Carolina de Oliveira Resende

Desempenho de filtros biológicos percoladores (FBP) pós-reator UASB para o tratamento do esgoto doméstico convencional e proveniente de coleta de tempo seco: um estudo de modelagem matemática

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil da Universidade Federal de Juiz de Fora como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil. Área de concentração: Saneamento e Meio Ambiente

Orientador: Prof. Dr. Edgard Henrique Oliveira Dias
Coorientador: Dr. Paulo Gustavo Sertório de Almeida

**Juiz de Fora
2025**

Carolina de Oliveira Resende

Desempenho de filtros biológicos percoladores (FBP) pós-reator UASB para o tratamento do esgoto doméstico convencional e proveniente de coleta de tempo seco: um estudo de modelagem matemática

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil da Universidade Federal de Juiz de Fora como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil. Área de concentração: Saneamento e Meio Ambiente.

Aprovada em 17 de abril de 2025.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Edgard Henrique Oliveira Dias - Orientador e Presidente da Banca
Universidade Federal de Juiz de Fora

Dr. Paulo Gustavo Sertório de Almeida - Coorientador
Bioproj Tecnologia Ambiental

Dr. Thiago Bressani Ribeiro - Membro Titular Externo
CR ETES

Prof. Dr. Emanuel Manfred Freire Brandt - Membro Titular Interno
Universidade Federal de Juiz de Fora

Juiz de Fora, 17/04/2025.



Documento assinado eletronicamente por **Thiago Bressani Ribeiro, Usuário Externo**, em 24/04/2025, às 15:53, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no § 3º do art. 4º do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).



Documento assinado eletronicamente por **PAULO GUSTAVO SERTÓRIO DE ALMEIDA, Usuário Externo**, em 24/04/2025, às 16:33, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no § 3º do art. 4º do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).



Documento assinado eletronicamente por **Emanuel Manfred Freire Brandt, Professor(a)**, em 28/04/2025, às 15:13, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no § 3º do art. 4º do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).



Documento assinado eletronicamente por **Edgard Henrique Oliveira Dias, Professor(a)**, em 28/04/2025, às 16:22, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no § 3º do art. 4º do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).



A autenticidade deste documento pode ser conferida no Portal do SEI-Uffj (www2.uffj.br/SEI) através do ícone Conferência de Documentos, informando o código verificador **2355257** e o código CRC **94915DB8**.

RESUMO

O tratamento de esgoto no Brasil enfrenta desafios, especialmente em municípios menores. Sistemas simplificados e de baixo custo, como a combinação de reatores UASB e filtros biológicos percoladores (FBP), destacam-se pela viabilidade econômica e operacional. No entanto, há lacunas na literatura sobre desempenho na remoção de matéria orgânica, nitrogênio e produção de lodo em FBP pós-UASB sob diferentes condições, especialmente com meios suportes de espuma de poliuretano. Este estudo buscou desenvolver um modelo matemático para avaliar o desempenho e a produção de lodo em FBP.Biobob® pós-UASB no tratamento de esgoto doméstico em dois cenários: (i) recebendo esgoto doméstico proveniente de rede de coleta convencional, sendo mais concentrado; (ii) recebendo esgoto doméstico proveniente de coleta de tempo seco, tendendo a ser mais diluído. Foram consideradas carga orgânica volumétrica (COV) de $0,4 \text{ kg-DBO/m}^3_{\text{reator.d}}$ em ambos os cenários, e a TAS foi de $17,4 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ para esgotos mais concentrados e de $30,7 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ para esgotos mais diluídos. A modelagem utilizou o software Aquasim 2.0, com reatores em série simulando o gradiente de concentrações ao longo da profundidade do FBP. De modo geral, os resultados indicam que a biomassa se estabelece conforme a carga aplicada em ambos os cenários. Para esgotos mais concentrados, o sistema alcançou remoção de cerca de 94% para DQO solúvel, 71% para NH_4^+-N e produção de lodo no FBP.Biobob® de $0,43 \text{ kg-SSV/kg-DQO}_{\text{rem}}$. Já para esgotos mais diluídos, as eficiências foram de aproximadamente 93% para DQO solúvel e 36% para NH_4^+-N , com produção de lodo no FBP.Biobob® de $0,41 \text{ kg-SSV/kg-DQO}_{\text{rem}}$. As concentrações efluentes ficaram abaixo dos limites normativos, e a geração de lodo sugere a viabilidade de operação sem etapa posterior de decantação, mesmo no cenário com TAS $30 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$.

Palavras-chave: Modelagem matemática; FBP pós-reator UASB; Meio suporte de espuma de poliuretano; Produção de lodo; Remoção de matéria orgânica; Remoção de nitrogênio amoniacal.

ABSTRACT

Wastewater treatment in Brazil faces challenges, especially in small municipalities. Simplified, low-cost systems, such as the combination of UASB reactors and trickling filters (TF), stand out for their economic and operational feasibility. However, knowledge gaps remain in the literature regarding the removal of organic matter and nitrogen and sludge production of TF after UASB reactors under different conditions, particularly when using polyurethane sponge support media. This study aimed at developing a mathematical model to evaluate the performance of and the sludge production in a Biobob® trickling filter (TF.Biobob®) following a UASB reactor for domestic wastewater treatment under two scenarios: (i) receiving concentrated municipal wastewater from conventional sewer network; and (ii) receiving diluted wastewater from a dry-weather collection system. The modelling considered an organic loading rate (OLR) of $0.4 \text{ kg-BOD/m}^3_{\text{reactor.d}}$ in both scenarios, with hydraulic loading rates (HLR) of $17.4 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ for the concentrated wastewater and $30.7 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ for the diluted wastewater. The modeling was performed using Aquasim 2.0 software, with reactors in series simulating the concentration gradient along the depth of the TF.Biobob®. Overall, the results indicated that biomass is established, influenced by the applied load, in both scenarios. In the concentrated wastewater scenario, the TF.Biobob® achieved approximately 94% removal of soluble COD, 71% removal of $\text{NH}_4^+\text{-N}$, and sludge production of $0.43 \text{ kg-VSS/kg-COD}_{\text{rem}}$. In the diluted wastewater scenario, removal efficiencies were around 93% for soluble COD and 36% for $\text{NH}_4^+\text{-N}$, with sludge production in the TF.Biobob® equal to $0.41 \text{ kg-VSS/kg-COD}_{\text{rem}}$. Effluent concentrations remained below regulatory limits, and the observed sludge generation suggests the possibility of operating without a subsequent settling stage.

Keywords: Mathematical modeling. Polyurethane sponge. Sludge production. Removal of organic matter. Removal of ammoniacal nitrogen.

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AOB	Organismos oxidantes de amônia aeróbicas
OOA	Organismos oxidantes de amônia
CERH	Conselho Estadual de Recursos Hídricos
CMBR	Reator de biofilme de mistura completa
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
COPAM	Conselho de Proteção Ambiental
COV	Carga orgânica volumétrica
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
DHS	Downflow Hanging Sponge
DQO	Demanda química de oxigênio
ETE	Estação de tratamento de esgoto
FBP	Filtro biológico percolador
MO	Matéria orgânica
OON	Organismos oxidantes de nitrito
NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl
OHO	Organismos heterotróficos
pH	Potencial Hidrogeniônico
PNMA	Política Nacional de Meio Ambiente
PNRH	Política Nacional de Recursos Hídricos
SNIS	Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento
SS	Sólidos suspensos
SST	Sólidos suspensos totais
SSV	Sólidos suspensos voláteis
TAH	Taxa de aplicação hidráulica
TAS	Taxa de aplicação superficial
TDH	Tempo de detenção hidráulica
TTS	Tomada de tempo seco
UASB	Reator anaeróbio de fluxo ascendente

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 - Quatro compartimentos tipicamente definidos em sistemas com biofilme	32
Figura 2.2 - Estrutura heterogênea com um compartimento de biofilme geometricamente simples (plano)	34
Figura 5.1 - Principais características do sistema UASB+FBP utilizado para validação do modelo numérico 1D	50
Figura 5.2- Representação da espuma de poliuretano	51
Figura 6.1 - Ajuste do modelo aos dados experimentais de SSV	57
Figura 6.2 - Remoção de N-amoniaco no FBP pós-UASB (experimental x modelo).....	58
Figura 6.3 - Concentrações de SSV efluentes do FBP (experimental x modelo).....	58
Figura 6.4- Análise de sensibilidade em relação à espessura do biofilme	59
Figura 6.5 - Eficiência de remoção de DQOsolúvel, DQO total e NH_4^+-N em ambos os cenários avaliados	60
Figura 6.7 - Frações de biomassa ao longo da espessura do biofilme para esgoto mais concentrado (A) e esgoto mais diluído (B).....	65

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Principais características físico-químicas e concentrações típicas dos esgotos sanitários predominantemente domésticos indicados pela literatura.....	6
Tabela 2.2 - Valores típicos de parâmetros de carga orgânica no esgoto.....	6
Tabela 2.3 - Concentrações médias de 166 ETE operando nos estados de São Paulo e Minas Gerais.....	7
Tabela 2.4 - Concentrações observadas para despejos domésticos no estudo.....	7
Tabela 2.5 - Características dos esgotos sanitários observadas no estudo	8
Tabela 2.6 - Parâmetros afluentes observados.....	8
Tabela 2.7 - Monitoramento dos parâmetros DBO e DQO das estações avaliadas	8
Tabela 2.8 – Síntese de concentrações do esgoto sanitário bruto usualmente observadas em âmbito nacional (Brasil).	9
Tabela 2.9 - Estatísticas descritivas dos parâmetros de qualidade monitorados em tempo seco.	10
Tabela 2.10 - Concentrações médias do córrego Quaresma, com base em cinco campanhas de monitoramento em tempo seco realizadas de junho a dezembro de 2007.....	11
Tabela 2.11 – Concentrações médias do esgoto bruto observadas em ETE recebendo efluentes de tomada de tempo seco (região Sudeste).....	12
Tabela 2.12 - Eficiências de remoção de DBO e DQO em reatores UASB reportado na literatura	17
Tabela 2.13 - Eficiências de remoção de DBO e DQO em 16 reatores UASB avaliados.....	17
Tabela 2.14 - Concentrações de DBO (mg/L) afluente, efluente e da eficiência de remoção (%) do UASB na ETE Betim Central.	18
Tabela 2.15 - Eficiências médias de remoção dos reatores UASB	18
Tabela 2.16 - Eficiências médias de remoção nos quatro reatores UASB	18
Tabela 2.17 - Eficiências médias de remoção no UASB em escala plena	19
Tabela 2.18 - Resultados médios de DBO e DQO afluente e efluente do reator UASB e eficiências de remoção.....	19
Tabela 2.19 - Eficiências de remoção de DBO e DQO em ETEs localizadas na região sudeste.	19
Tabela 2.20 - Resumo das condições operacionais e do desempenho na remoção de DBO e amônio observados em filtros percoladores de leito de esponja após reatores UASB.....	22
Tabela 2.21 - Principais características e desempenho dos filtros percoladores de leito de espuma após reatores UASB (e seguidos por decantadores secundários).....	22
Tabela 2.22 - Eficiências médias de remoção no sistema UASB+FBP-Biobob no estudo.....	23
Tabela 2.23 - Condições aplicadas em cada fase.....	23
Tabela 2.24 - Resultados obtidos para o filtro em cada fase testada	23
Tabela 2.25 - Resultados das fases 1 e 2	24
Tabela 2.26 - Resultado do DHS em escala laboratorial	24
Tabela 2.27 - Resultados do estudo em Bangkok, Tailândia.....	24
Tabela 2.28 - Principais características e desempenho (SST) de filtros biológicos de espuma pós-reatores UASB seguidos por etapa de decantação secundária.....	26
Tabela 2.29 - Produção média de lodo pelo sistema UASB+FBP.DHS.	27
Tabela 2.30 – Faixas típicas de produção de lodo excedente e carga de SST efluente em FBP com meio suporte de espuma pós-reator UASB.....	27
Tabela 2.31 - COV aplicada e produção de lodo estimada no estudo	27
Tabela 2.32 - Comparação entre estudos UASB+FBP-Biobob.....	28
Tabela 2.33 –Matriz de processos para uma biomassa e um substrato limitante	39

Tabela 2.34 – Matriz de processos em função de 'q' e 'Y'	40
Tabela 5.1 - Matriz de processos	47
Tabela 5.2 - Taxas de reação	47
Tabela 5.3 - Parâmetros cinéticos, estequiométricos e físicos utilizados nos modelos.....	48
Tabela 5.4 - Dados de entrada utilizados nos cenários 1 e 2.	52
Tabela 5.5 – Concentrações médias do esgoto bruto adotadas no Cenário 1.....	53
Tabela 5.6 - Condições a serem testadas no FBP.Biobob® - Cenário 1 (esgoto mais concentrado)	54
Tabela 5.7 - Faixas de concentrações e desempenho da etapa anaeróbia (reatores UASB) considerando o recebimento de esgoto bruto advindo de rede de coleta com TTS.	55
Tabela 5.8 Condições a serem testadas no FBP.Biobob® - Cenário 2 (esgoto mais diluído) .	56

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Características de modelos dinâmicos unidimensionais numéricos.....	31
Quadro 2 - Premissas, hipóteses e metodologias propostas para cada objetivo do trabalho....	44

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	1
2	REVISÃO DA LITERATURA.....	4
2.1	Padrões de lançamento de efluentes e normativas no Brasil.....	4
2.2	Qualidade do esgoto municipal.....	6
2.2.1	Esgoto municipal proveniente de redes de coleta.....	6
2.2.2	Esgoto proveniente de tomada de tempo seco.....	9
2.3	Filtros biológicos percoladores preenchidos com meio suporte baseado em espuma de poliuretano pós reatores UASB.....	12
2.3.1	Breve fundamentação sobre a formação de biofilmes em espuma de poliuretano.....	14
2.3.2	Desempenho de reatores UASB para remoção de matéria orgânica.....	16
2.3.3	Remoção simultânea de matéria orgânica carbonácea e $N-NH_4^+$	20
2.3.4	Produção de sólidos em FBP preenchidos com espuma de poliuretano.....	25
2.3.5	Síntese de condições operacionais usualmente impostas para a remoção simultânea de matéria orgânica e NH_4^+-N	28
2.4	Modelagem matemática de sistemas biológicos com biofilme.....	29
2.4.1	Modelo multiespécie, unidimensional (1D).....	29
2.4.2	Principais compartimentos, componentes e processos considerados.....	32
2.4.3	Matriz de processos.....	39
2.4.4	Parâmetros que potencialmente impactam os resultados do modelo.....	40
2.5	Análise crítica da literatura e contribuições do presente estudo.....	41
3	OBJETIVOS.....	43
3.1	Objetivo Geral.....	43
3.2	Objetivos específicos.....	43
4	HIPÓTESES E PREMISSAS.....	44
5	MATERIAL E MÉTODOS.....	45
5.1	Objetivo 1.....	45
5.1.1	Modelagem.....	45
5.1.2	Estrutura do modelo e matriz de processos.....	46
5.1.3	Validação do modelo.....	49
5.2	Objetivo 2.....	50
5.2.1	Área superficial específica da espuma para o meio suporte Biobob®.....	51
5.2.2	Análise de sensibilidade.....	52
5.2.3	Condições testadas.....	52
6	RESULTADOS.....	57
6.1	Objetivo 1: Validação do modelo numérico unidimensional multiespécie para FBP.Biobob® pós-reator UASB.....	57
6.2	Objetivo 2: Desempenho e interações microbianas em FBP.Biobob® pós-UASB para os dois cenários avaliados (esgoto mais concentrado e esgoto mais diluído).....	59
6.2.1	Análise de sensibilidade.....	59
6.2.2	Resultados em macro escala (esgoto mais concentrado e esgoto mais diluído).....	60
7	CONCLUSÃO.....	66
8	REFERÊNCIAS.....	68
9	APÊNDICE.....	79
9.1	Cálculo dos parâmetros considerados em ambos os cenários avaliados.....	79
9.2	Cálculo das concentrações de DQO diretamente biodegradável em ambos os cenários.....	81

1 INTRODUÇÃO

O gerenciamento adequado dos esgotos sanitários é fundamental para a saúde pública, a preservação do meio ambiente e a promoção do desenvolvimento social e econômico. Apesar de sua importância, o acesso à coleta e ao tratamento de esgoto ainda é um desafio significativo no Brasil. De acordo com dados do Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento (SNIS), em 2022 apenas 56% da população brasileira tinham acesso ao serviço de esgotamento sanitário, o que equivale a cerca de 112,8 milhões de pessoas, e de todo esgoto gerado, apenas 52,2% eram tratados (SNIS, 2023).

Soluções complementares, como os sistemas unitários de esgotamento sanitário, que captam tanto o esgoto pluvial quanto o doméstico em um único coletor, podem acelerar a expansão do saneamento no país, especialmente por meio da interceptação em tempo seco, chamada Tomada de Tempo Seco – TTS (Brum e Wartchow, 2017; Lopes; Kusterko; Volschan, 2022). Em redes convencionais de esgoto (separador absoluto), as concentrações em tempo seco são mais elevadas, mas, em algumas regiões do país, a tomada de tempo seco ocorre diretamente em corpos d'água que recebem despejos de esgoto, resultando em um efluente mais diluído, mesmo durante a estiagem.

Em se tratando do tratamento do esgoto, diversos sistemas, quando operados isoladamente, apresentam limitações com relação à remoção de certos poluentes (Vieira, 2013). Por exemplo, sistemas de tratamento primário visam a remoção de sólidos sedimentáveis e parte da matéria orgânica, enquanto sistemas de tratamento secundário objetivam principalmente a remoção de matéria orgânica e eventualmente nutrientes, como nitrogênio e fósforo (Von Sperling, 2014). Atualmente os sistemas simplificados de tratamento de esgoto, mecanicamente simples e de baixo custo, vêm sendo cada vez mais estudados, principalmente para atendimento em municípios de pequeno e médio porte (Vieira, 2013).

No Brasil, os reatores anaeróbios são o tipo de sistema de tratamento de esgoto mais utilizados, individualmente ou como pré-tratamento de outros processos, totalizando 1.373 ETE com esse tipo de tratamento no país (ANA, 2020). Dentre essas estações de tratamento de esgoto, 419 unidades apresentam uso do reator anaeróbio isoladamente. Porém, usualmente são adotadas etapas adicionais posteriores. Um dos principais tipos de reator anaeróbio é o reator UASB (reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo). Devido à sua compactidade, baixo custo de implantação e operação, baixa produção de lodo, potencial para recuperação energética e baixo consumo energético, esse sistema apresenta ampla viabilidade, sobretudo em

condições ambientais favoráveis, com temperaturas comumente elevadas, como no Brasil (Chernicharo; Nascimento, 2001; Chernicharo, 2016; Jordão; Pessoa, 2011; Van Lier *et al.*, 2010).

Entretanto, é comum que o efluente de reatores UASB requeira etapa de pós-tratamento para que o efluente final se enquadre nos padrões de lançamento estipulados por resoluções vigentes (Tandukar *et al.*, 2006), a exemplo da Resolução CONAMA 430/2011 (Brasil, 2011) e Deliberação Normativa Conjunta COPAM/CERH 08/2022 (Minas Gerais, 2022). Em frente a essa necessidade, pesquisas vêm sendo desenvolvidas, demonstrando que Filtros Biológicos Percoladores são eficientes para o pós-tratamento de efluentes de reatores UASB quanto à remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão (Almeida, 2012).

Filtros biológicos percoladores (FBP) são sistemas biológicos de tratamento, predominantemente aeróbios, que se baseiam no crescimento aderido da biomassa (Gomes, 2013). FBP são relativamente compactos, com baixo consumo energético, baixo custo e simplicidade operacional, com satisfatória eficiência de remoção de DBO e boa resistência às sobrecargas de vazão (Legner, 2021; Nascimento, 2001).

Segundo Henze *et al.* (2008), FBP são usualmente aplicados para a oxidação de carbono orgânico e amônia. A taxa de remoção de nitrogênio amoniacal depende de diversos parâmetros, como cargas hidráulicas, concentração afluente desse parâmetro, temperatura do efluente, pH e alcalinidade, idade do lodo, dentre outros (Ribeiro, 2015; Victoria, 2006). A depender da qualidade do efluente final requerida, a etapa de decantação secundária tende a ser necessária para a minimização da concentração efluente de sólidos suspensos.

Existem diversos tipos de meio suporte com que os FBP podem ser preenchidos. Dentre eles, o mais convencional, principalmente devido ao baixo custo, é a pedra britada. Porém, com o avanço no desenvolvimento tecnológico de sistemas UASB+FBP, o uso de materiais de enchimento baseados em materiais sintéticos, como plásticos e espumas de poliuretano, vem ganhando espaço no mercado (Almeida, 2012; Dacewicz; Lenart-Boroń, 2023; Tandukar; Uemura; Machdar; Ohashi; Harada, 2005).

O meio filtrante baseado em espuma de poliuretano, apesar de ser consideravelmente mais caro que os demais, apresenta a vantagem de possuir maiores coeficiente de vazios e área superficial específica, possibilitando a retenção de maior quantidade de biomassa (Ribeiro, 2015). Com base em estimativas derivadas de estudos geométricos, a área superficial específica de meio suporte baseado em espuma de poliuretano, fabricado em linha industrial, geralmente

varia entre 96 e 5.000 m²/m³, o que justifica sua alta capacidade de retenção de sólidos (Moon *et al.*, 2010; Ribeiro, 2015). Outro ponto vantajoso desse meio suporte é o aumento da idade do lodo (em torno de 100 dias), provendo melhoria da qualidade do efluente final, com baixas concentrações de DBO, DQO, SST e compostos nitrogenados, e reduzindo a produção de lodo excedente (Almeida *et al.*, 2023).

Nesse sentido, a maior remoção de compostos nitrogenados em FBP que empregam espuma de poliuretano como meio suporte (FBP-Biobob) ocorre devido à possibilidade do desenvolvimento de organismos de crescimento lento, a exemplo das bactérias nitrificantes (Nocko, 2008; Hubaux; Wells; Morgenroth, 2015). A redução em termos de produção de lodo excedente se dá pela maior respiração endógena e atividade de predação biológica, consequência da elevada idade do lodo. Isso indica que, a depender das condições operacionais impostas, o uso de decantador secundário em sistemas UASB+FBP-Biobob pode não ser necessário, o que simplifica a tecnologia e reduz requisitos de área (Almeida, 2012; Almeida *et al.*, 2022; Almeida; Chernicharo; Souza, 2009).

A modelagem matemática unidimensional (1D) se mostra uma boa ferramenta para observação de tendências de desempenho de sistemas de tratamento biológico do esgoto (Wanner *et al.*, 2006). Nesse caso, potenciais condições de operação podem ser avaliadas, considerando, por exemplo a possibilidade de simplificação operacional de FBP precedidos de reator UASB.

Apesar da possibilidade de uma avaliação aprofundada de tendências a partir do modelamento de sistemas com biofilme, as estimativas de desempenho de FBP-Biobob pós-reator UASB ainda não estão consolidadas para uma ampla faixa de condições operacionais, especialmente quando o sistema recebe esgoto notadamente diluído proveniente de tomadas de tempo seco (TTS). Embora modelos mecanísticos já tenham sido desenvolvidos para diferentes tipos de meio suporte, há uma necessidade de mais investigações para o modelamento de FBP-Biobob.

Nesse contexto, o presente estudo apresenta contribuições para o preenchimento dessa lacuna do conhecimento, por meio do desenvolvimento e validação de um modelo matemático de FBP-Biobob pós-reator UASB recebendo esgoto convencional (mais concentrado) e esgoto de tomada de tempo seco (mais diluído). Em seguida, diferentes condições de operação em termos de COV aplicadas foram testadas, visando avaliar desempenho do FBP-Biobob pós-reator UASB em termos de remoção de matéria orgânica, nitrogênio amoniacal e produção de lodo.

2 REVISÃO DA LITERATURA

2.1 Padrões de lançamento de efluentes e normativas no Brasil

As legislações relacionadas ao lançamento de efluentes em corpos hídricos no Brasil e em Minas Gerais têm evoluído ao longo das décadas, refletindo a crescente preocupação com a preservação dos recursos hídricos e o controle da poluição. Uma das primeiras legislações sobre o uso das águas no Brasil foi a chamada “Lei de Águas”, instituída pelo Decreto 24.643/1934 (Brasil, 1934), que, embora não estabelecesse parâmetros específicos para o lançamento de efluentes, já tratava do uso racional dos recursos hídricos. Em seguida surgiu a Lei 6.938/1981 (Brasil, 1981), a qual estabeleceu os princípios da Política Nacional de Meio Ambiente (PNMA), e o Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), responsável por normatizar os padrões de qualidade ambiental, incluindo a emissão de poluentes em corpos hídricos. Depois veio a Lei 9.433/1997 (Brasil, 1997), a qual instituiu a Política Nacional de Recursos Hídricos (PNRH) no Brasil, com princípios que visam a racionalização do uso da água e o controle da poluição dos corpos hídricos.

A primeira norma que de fato trouxe padrões de lançamento a serem atendidos foi a Resolução CONAMA 357/2005 (Brasil, 2005), estabelecendo a classificação dos corpos hídricos e diretrizes ambientais para o lançamento de efluentes. Tal resolução estabeleceu parâmetros rígidos para o lançamento de efluentes, incluindo um limite para o nitrogênio amoniacal total de 20 mg/L. Segundo parecer técnico submetido ao CONAMA e elaborado por diversos autores de renome, esse limite foi considerado bastante restritivo, especialmente para estações de tratamento de esgoto (ETE) de pequeno e médio porte, que encontravam dificuldades técnicas e financeiras para se adequarem. Nesse parecer, Ribeiro (2005) observou:

“O valor de 20 mg/L não pode ser alcançado facilmente com tratamentos secundários, havendo na maior parte dos casos necessidade de tratamento terciário. Em um país como o Brasil, que cerca de 80% do esgoto doméstico é lançado “in natura”, exigir no efluente de lançamento, principalmente dos pequenos municípios, nível de atendimento para um parâmetro que eleva sensivelmente os custos, inviabilizando qualquer iniciativa, seria contraproducente. A história do tratamento de esgotos nos países desenvolvidos ensina que o melhor caminho para melhoria ambiental é primeiramente a universalização dos tratamentos primários, seguidos do secundário e a instalação do terciário nos pontos críticos para garantir a qualidade das águas dentro dos padrões de sua classe. Nesse aspecto, cabe a máxima “Existe um mundo melhor, mas custa caríssimo”. (Ribeiro, 2005, p.1)

Em consonância, von Sperling (2005) comenta:

A CONAMA 357 não tem padrão para lançamento de DBO, DQO, Coliformes Fecais e Fósforo. Assim, para nitrogênio amoniacal deveria ser igual, deixando a obediência aos padrões do corpo receptor. Sugere também que cada estado possa adaptar à sua realidade (Von Sperling, 2005, p.2).

Após constatações de que tal limite era muito rígido e dificultava a implantação e operação de diversas ETE, houve uma flexibilização com a Resolução CONAMA 397/2008 (Brasil, 2008), a qual dispôs em seu Art.1º, §7º que o parâmetro nitrogênio amoniacal total não será aplicável em sistemas de tratamento de esgotos sanitários. Por fim, a Resolução CONAMA 357/2005 foi complementada e alterada, culminando na Resolução CONAMA 430/2011 (Brasil, 2011). A nova legislação passou a focar mais na carga total de poluentes lançados no corpo receptor, permitindo que, em alguns casos, o controle de nitrogênio fosse mais brando. Dentre as condições de lançamento a serem atendidas, a Resolução CONAMA 430/2011 estabelece o limite máximo de DBO de 120 mg/L, podendo ser ultrapassado no caso de efluente de sistema de tratamento com eficiência de remoção mínima de 60% de DBO, ou mediante estudo de autodepuração do corpo hídrico que comprove atendimento às metas do enquadramento do corpo receptor (Brasil, 2011). Ademais, o Art. 21 § 1º cita que “As condições e padrões de lançamento relacionados na Seção II, Art. 16, incisos I e II desta Resolução, poderão ser aplicáveis aos sistemas de tratamento de esgotos sanitários, a critério do órgão ambiental competente, em função das características locais, não sendo exigível o padrão de nitrogênio amoniacal total.”, permitindo que o tratamento de efluentes fosse adaptado ao corpo receptor, levando em conta as características específicas do ambiente em que o efluente seria lançado. Essa mudança foi importante para facilitar a implementação de novas ETE e permitir que unidades já existentes se adequassem de maneira menos onerosa.

No entanto, nos últimos anos, há uma preocupação crescente com os efeitos da eutrofização em corpos d'água, que é o elevado acúmulo de nutrientes, como nitrogênio e fósforo, resultando no crescimento excessivo de algas (Akinawo, 2023; Almomani *et al.*, 2020). Segundo Ribeiro (2015), à medida que os índices de coleta e tratamento de esgoto se aproximarem da universalização, a remoção de nitrogênio se tornará um dos principais requisitos para as novas estações de tratamento a serem implantadas. Vale destacar que a legislação ambiental de Minas Gerais, a Deliberação Normativa Conjunta COPAM/CERH-MG 08/2022 (Minas Gerais, 2022) está em consonância com essa argumentação, uma vez que estabelece limite de 20 mg/L de nitrogênio amoniacal como padrão de lançamento de efluentes.

Além disso, as estações implantadas antes da vigência dessa norma devem se readequar para atender a esse padrão.

2.2 Qualidade do esgoto municipal

2.2.1 Esgoto municipal proveniente de redes de coleta

Os esgotos sanitários derivam de residências, estabelecimentos comerciais, instituições e outras construções que possuam instalações como banheiros, cozinhas e lavanderias, ou qualquer sistema que utilize água para atividades cotidianas. Sua composição inclui predominantemente água de banho, dejetos humanos, papel, resíduos alimentares, sabões, detergentes e águas provenientes de processos de limpeza (Jordão; Pessoa, 2011). von Sperling (2014) indica faixas de concentrações para diferentes características físico-químicas típicas dos esgotos sanitários predominantemente domésticos. Esses dados estão resumidos na Tabela 2.1. Jordão e Pessoa (2011) classifica os esgotos domésticos em forte, médio e fraco de acordo com as concentrações de poluentes neles presentes, conforme apresentado na Tabela 2.2.

Tabela 2.1 - Principais características físico-químicas e concentrações típicas dos esgotos sanitários predominantemente domésticos indicados pela literatura

Parâmetro	Concentração		Unidade
	Faixa	Típica	
<i>Sólidos Totais</i>	700 - 1350	1100	mg/L
SST	200 - 450	350	mg/L
S Sed.	10 - 20	15	mg/L
DBO	250 - 400	300	mg/L
DQO	450 - 800	600	mg/L
<i>Nitrogênio total</i>	35 - 60	45	mg-N/L
NH ₄ ⁺ -N	20 - 35	25	mg-NH ₄ ⁺ -N/L

SST = sólidos suspensos totais; SSed = sólidos sedimentáveis; DBO = demanda bioquímica de oxigênio; DQO = demanda química de oxigênio; NH₄⁺-N = nitrogênio amoniacal

Fonte: Adaptado de von Sperling (2014).

Tabela 2.2 - Valores típicos de parâmetros de carga orgânica no esgoto

Parâmetros	Esgoto forte	Esgoto médio	Esgoto fraco
DQO (mg/L)	800	400	200
DBO (mg/L)	400	200	100
NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	50	20	10
SST (mg/L)	360	230	120

SST = sólidos suspensos totais; DBO = demanda bioquímica de oxigênio; DQO = demanda química de oxigênio; NH₄⁺-N = nitrogênio amoniacal

Fonte: Adaptado de Jordão e Pessoa (2011).

Entretanto, alguns estudos sugerem valores acima dos reportados pela literatura. É o caso, por exemplo dos trabalhos realizados por Oliveira e Von Sperling (2005), Oliveira *et al.* (2005) e Von Sperling *et al.* (2006) nos quais investigaram as características dos esgotos municipais gerados em 166 ETE nos estados de São Paulo e Minas Gerais e encontraram os dados compilados na Tabela 2.3.

Tabela 2.3 - Concentrações médias de 166 ETE operando nos estados de São Paulo e Minas Gerais

Parâmetro	Faixa de variação (5% a 95%)	Faixa no intervalo interquartil (25% e 75%)	Mediana
DBO (mg/L)	235 – 854	382 - 610	487
DQO (mg/L)	449 – 1667	891 – 1274	1071
SST (mg/L)	192 – 660	322 – 469	406
Nitrogênio total (mg/L)	27 – 85	50 – 76	63

SST = sólidos suspensos totais; DBO = demanda bioquímica de oxigênio; DQO = demanda química de oxigênio.

Fonte: Oliveira e Von Sperling (2005), Oliveira *et al.* (2005) e Von Sperling *et al.* (2006).

Da mesma forma, Oliveira (2006) realizou pesquisa avaliando cerca de 50.000 dados operacionais de 208 ETE dos estados de Minas Gerais e São Paulo. Esse trabalho trouxe valores de concentrações típicas para despejos domésticos, indicando que, de uma maneira geral, os esgotos afluentes apresentaram concentrações mais elevada do que usualmente expressas na literatura.

Tabela 2.4 - Concentrações observadas para despejos domésticos no estudo

Parâmetros	Faixa de variação (10% a 90%)	Média	Mediana
DBO (mg/L)	284 - 804	527	488
DQO (mg/L)	505 - 1616	1113	1073
SST (mg/L)	202 - 527	435	406
N Total (mg/L)	39 - 84	66	64

SST = sólidos suspensos totais; SSed = sólidos sedimentáveis; DBO = demanda bioquímica de oxigênio; DQO = demanda química de oxigênio

Fonte: Oliveira (2006).

Em consonância com essa observação, estudo realizado por Silva (2020) realizou levantamento de dados secundários de monitoramento, compreendidos entre 2006 e 2019, de 49 ETE de Minas Gerais e avaliou, características do esgoto sanitário afluente a essas ETE. Os dados estão reportados na Tabela 2.5.

Tabela 2.5 - Características dos esgotos sanitários observadas no estudo

Parâmetros	Faixa de variação (10% a 90%)	Faixa no intervalo interquartil (25% e 75%)	Média	Mediana
DBO (mg/L)	179 – 555	246 - 432	362	330
DQO(mg/L)	378 – 1117	518 - 858	729	662
SSedimentáveis (mL/L)	1 – 9	2,50 – 6,13	6	4

SSed = sólidos sedimentáveis; DBO = demanda bioquímica de oxigênio; DQO = demanda química de oxigênio

Fonte: Silva (2020).

Outro estudo, realizado por Cordero (2016), avaliou mais de 55.000 dados de monitoramento de um total de 388 estações de tratamento de esgotos situadas em diferentes locais e regiões da América do Norte (Missouri e Geórgia) e da América do Sul (Brasil, Equador e Bolívia) e encontrou valores médios observados de DBO, SST e nitrogênio amoniacal (Tabela 2.6) superiores aos reportados na literatura, exceto para SST, com valores bem próximos.

Tabela 2.6 - Parâmetros afluentes observados

Parâmetros	Faixa	Média	Mediana
DBO (mg/L)	92 - 985	415	431
SST (mg/L)	57 - 806	318	355
NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	9 - 65	32	41

SST = sólidos suspensos totais; DBO = demanda bioquímica de oxigênio; NH₄⁺-N = nitrogênio amoniacal

Fonte: Cordero (2016).

Outro estudo desenvolvido por Silva, Aguiar e Mendonça (2000) avaliou 6 sistemas de tratamento de esgotos localizados na Região da Grande Vitória – ES, e as concentrações de esgoto bruto foram compiladas na Tabela 2.7.

Tabela 2.7 - Monitoramento dos parâmetros DBO e DQO das estações avaliadas

Parâmetros	Faixa	Média
DBO (mg/L)	210 - 516	337
DQO (mg/L)	455 - 1021	709

DBO = demanda bioquímica de oxigênio; DQO = demanda química de oxigênio

Fonte: Silva, Aguiar e Mendonça (2000).

A Tabela 2.8 apresenta um compilado dos principais dados coletados nos estudos mencionados anteriormente, bem como as concentrações médias para os parâmetros encontrados em esgoto sanitário bruto.

Tabela 2.8 – Síntese de concentrações do esgoto sanitário bruto usualmente observadas em âmbito nacional (Brasil).

Faixa de variação (média)					Referências
DQO (mg/L)	DBO (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	NT (mg/L)	SST (mg/L)	
449 – 1667	284 – 804	-	27 – 85	192 – 660	Oliveira e Von Sperling (2005), Oliveira <i>et al.</i> (2005) e Von Sperling <i>et al.</i> (2006)
505 – 1616 (1113)	284 – 804 (527)	-	39 – 84 (66)	202 – 527 (435)	Oliveira (2006)
378 – 1117 (729)	179 – 555 (362)	-	-	-	Silva (2020)
-	92 – 985 (415)	9 – 65 (32)	-	57 – 806 (318)	Cordero (2016)
455 – 1021 (709)	210 – 516 (337)	-	-	-	Silva, Aguiar e Mendonça (2000)
750,33	410,25	32	66	376,5	Valores médios

SST = sólidos suspensos totais; DBO = demanda bioquímica de oxigênio; DQO = demanda química de oxigênio; NH₄⁺-N = nitrogênio amoniacal; NT = nitrogênio total.

Fonte: Autoral.

Isso demonstra que, embora existam valores típicos relatados em literatura, algumas estações de tratamento de esgoto (ETE) recebem efluentes com particularidades específicas, muitas vezes com concentrações superiores ao observado na literatura. Isso se dá principalmente pelo fato de que a composição do esgoto sanitário poder variar ao longo do dia, entre diferentes dias e em determinadas épocas do ano, além de sofrer influência pela ocorrência de chuvas, infiltrações no solo, despejos industriais, consumo de água per capita e quantidade de poluentes gerados por pessoa. Características como a localização geográfica, a capacidade das estações de tratamento, a proximidade das fontes geradoras de esgoto e o nível socioeconômico da população também impactam a composição desses efluentes (von Sperling, 2014; Veras *et al.*, 2023).

2.2.2 Esgoto proveniente de tomada de tempo seco

O novo marco do saneamento, Lei nº 14.026/2020 (Brasil, 2020) estabelece a meta de universalização do acesso, visando atender 99% da população com água potável e 90% com coleta e tratamento de esgoto até 31 de dezembro de 2033. No caso do esgoto, a diretriz recomendada no país é a implementação do sistema separador absoluto, a qual prevê redes independentes para a coleta de esgoto doméstico e esgoto pluvial (Von Sperling, 2014). No entanto, a realidade se distancia dessa solução técnica considerada ideal: apenas 43,5% dos municípios possuem sistemas de separação absoluta (SNIS, 2022).

Diante do contraste entre o cenário ideal, proposto pela bibliografia, e a realidade evidenciada pelo lançamento irregular de dejetos (esgoto indevidamente lançado em corpos d'água devido a falhas na rede ou à ausência/insuficiência de estações de tratamento), torna-se necessária uma solução intermediária (Veról *et al.*, 2020). Portanto, soluções complementares, como os sistemas unitários de esgotamento sanitário, podem apoiar a universalização do tratamento do esgoto, especialmente por meio da coleta em tempo seco (TTS). O sistema unitário coleta tanto as águas pluviais quanto o esgoto doméstico em um único coletor - as galerias de águas pluviais - as quais desempenham um papel *auxiliar* na coleta de esgoto (Brum; Wartchow, 2017; Pereira; Costa; Capodeferro, 2022).

A coleta em tempo seco consiste na interceptação do esgoto que escoar pelas galerias durante períodos de baixa pluviosidade, direcionando-o diretamente às estações de tratamento. Em épocas chuvosas, apenas a parcela mais contaminada das águas pluviais recebe tratamento, enquanto o restante é diluído e extravasado. Esse modelo apresenta vantagens, como aproveitamento da rede de drenagem existente, reduzindo custos de implantação e acelerando a universalização do saneamento básico. (Pereira; Costa; Capodeferro, 2022).

Pesquisa realizada por Vieira (2008) objetivou caracterizar a qualidade das águas e as cargas poluidoras de uma microbacia urbanizada - córrego Brejo do Quaresma, em Belo Horizonte – com amostragens em tempo seco e em período chuvoso durante um ano (2007 e 2008). Os dados do período seco estão compilados na Tabela 2.9. Nota-se que, apesar das faixas mínima e máxima variarem bastante, a média dos dados esteve abaixo dos valores médios observados para esgoto bruto sugeridos por Von Sperling (2014), exceto para concentrações de $\text{NH}_4^+\text{-N}$, o qual apresentou valor médio muito próximo do indicado pelo autor. As concentrações médias de DBO e DQO se aproximam de valores de esgoto bruto classificados como ‘esgoto médio’, segundo Jordão e Pessoa (2011).

Tabela 2.9 - Estatísticas descritivas dos parâmetros de qualidade monitorados em tempo seco.

Parâmetro	Faixa (mín – máx)	Percentil (10% - 90%)	Média	Mediana
DBO (mg/L)	11 - 550	35 - 320	186	185
DQO (mg/L)	53 - 954	103 - 689	394	374
$\text{NH}_4^+\text{-N}$ (mg/L)	9,36 – 53,25	13,41 – 37,86	24,89	22,82
SS (mg/L)	15 - 1160	48 - 487	235	179
SSV (mg/L)	10 - 396	28 - 259	135	113

Fonte: Vieira (2008).

Vieira (2008) menciona que medições em campo registraram, em período seco, concentrações de oxigênio dissolvido abaixo de 1,0 mg-O₂/L, indicando condições próximas à anaerobiose no corpo hídrico, associados à alta proporção de esgoto no volume total de água transportado pelo córrego. Ademais, os resultados da relação DQO/DBO₅ apontam para uma condição de biodegradabilidade das águas em tempo seco semelhantes à de esgotos brutos, quando comparados os valores da média (2,5) e da mediana (2,1) com a de esgotos domésticos brutos (1,8 a 2,5), proposto por von Sperling (2005).

Um estudo realizado por Seidl *et al.* (2008) sugere que os esgotos transportados pelo Brejo do Quaresma (Belo Horizonte) representam entre 55% e 70% da vazão total em período seco. Foram observadas uma vazão média de 0,07 m³/s em tempo seco. Os autores encontraram valores médio próximos aos do estudo anterior para período de tempo seco (entre junho e dezembro de 2007), representados na Tabela 2.10.

Tabela 2.10 - Concentrações médias do córrego Quaresma, com base em cinco campanhas de monitoramento em tempo seco realizadas de junho a dezembro de 2007.

	DBO	DQO	NH₄⁺-N	SS
Média (mg/L)	226	452	17,8	367

Fonte: Seidl *et al.* (2008).

Entretanto, embora a literatura descreva a coleta de esgoto em tempo seco como aquela realizada por coletores unitários, caracterizando-se por concentrações de esgoto tão elevadas quanto ou até superiores às do esgoto bruto convencional, a realidade observada em alguns municípios brasileiros diverge desse cenário. Na prática, há casos em que a tomada de esgoto em tempo seco ocorre diretamente a partir de cursos d'água, resultando em concentrações significativamente mais baixas do que o observado para o esgoto doméstico convencional.

Em algumas partes do país, em áreas de ocupação subnormal ou em regiões acidentadas com ocupação consolidada, a tomada em tempo seco é realizada diretamente nos córregos, que, na prática, funcionam como canais de escoamento de esgoto bruto, com pouca ou nenhuma separação entre efluentes domésticos e águas pluviais (Instituto Trata Brasil, 2022; Sobrinho, Bordalo, Soares, 2022). Nesses casos, a função do córrego se reduz a uma calha para a diluição e transporte dos dejetos.

Em alguns municípios, pode ocorrer uma situação atípica em que o efluente de coleta de tempo seco venha a ser usualmente diluído em comparação a aquele gerado em períodos de

chuva em uma ETE. Isso acontece porque um córrego que recebe despejos de esgoto pode, durante chuvas, sofrer diluição natural, permitindo que sua água seja lançada em um rio principal sem causar impactos significativos, graças ao processo de autodepuração. No entanto, em períodos de estiagem, a concentração de esgoto no córrego aumenta, podendo comprometer a qualidade do rio tributário. Para mitigar esse impacto, o afluente do córrego é captado e misturado ao esgoto coletado pela rede (coletor de esgoto absoluto), resultando em um efluente mais diluído na entrada da ETE durante a estiagem.

Exemplos dessa situação podem ser encontrados em ETEs operando em escala plena. Dados coletados em período de tempo seco nessas ETE das referidas cidades se encontram compilados na Tabela 2.11.

Tabela 2.11 – Concentrações médias do esgoto bruto observadas em ETE recebendo efluentes de tomada de tempo seco (região Sudeste).

Parâmetros (médias)	ETE 1	ETE 2
Vazões (L/s)	6,5 – 13,0	29,4 – 263,4
DQO (mg/L)	90	252,25
DBO (mg/L)	55	-
SST (mg/L)	32	133,58
NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	21 ⁽¹⁾	27,42

(1) Nitrogênio total Kjeldahl.

Fonte: Dados obtidos junto à concessionárias de saneamento.

De um modo geral, efluentes advindos de sistemas de coleta com tomadas de tempo seco (TTS) parecem apresentar notória dependência de condições locais, sobretudo em termos de concentrações de matéria orgânica. Isto significa que, onde a tomada de tempo seco é uma solução adotada em modo permanente, o estudo de alternativas tecnológicas para o tratamento do esgoto deve considerar a caracterização da qualidade do afluente como um foco central. Com a adução de efluentes diluídos à uma determinada ETE, a aplicabilidade de sistemas simplificados pode ser uma condição potencialmente verificada.

2.3 Filtros biológicos percoladores preenchidos com meio suporte baseado em espuma de poliuretano pós reatores UASB

Filtros biológicos percoladores (FBP) são sistemas de tratamento de esgoto que podem ser amplamente utilizados em países em desenvolvimento, principalmente devido a sua simplicidade operacional e baixos custos de operação (Jordão; Pessoa, 2011; Chernicharo; Gonçalves, 2007). FBP consistem em um tanque preenchido com um meio suporte feito de

material de alta permeabilidade, como pedras, pedaços de madeira, materiais plásticos ou de espuma, sobre o qual o esgoto percola na direção do sistema de drenagem localizado no fundo do tanque. Essa percolação descendente permite o crescimento de bactérias na superfície do meio suporte, na forma de um filme fixo denominado biofilme. O esgoto passa pelo biofilme, promovendo contato entre os microrganismos e a matéria orgânica. São sistemas predominantemente aeróbios, pois o ar circula por entre os espaços vazios do meio suporte, fornecendo oxigênio para a respiração dos microrganismos. Em FBP implantados no Brasil, a ventilação é usualmente natural e a aplicação do esgoto no meio suporte é frequentemente feito por distribuidores rotativos hidráulicos que se movem com a aplicação do líquido. O esgoto rapidamente percola pelo filtro e a matéria orgânica é absorvida pelo biofilme, sendo retida por um tempo suficiente para sua estabilização (Saini *et al.*, 2023; von Sperling, 2007).

O principal componente de um filtro biológico percolador (FBP) é o meio suporte fixo, que oferece superfície para a adesão do biofilme. Esse meio permanece estático enquanto a água flui através do sistema. A escolha do tipo de meio suporte pode impactar sobretudo nos custos de instalação de um FBP, sendo um fator determinante para o desempenho e viabilidade do processo (Gomes, 2013).

Meios-suporte baseados em espuma de poliuretano aplicados em FBP têm se destacado como uma opção promissora na etapa de pós-tratamento, proporcionando uma qualidade satisfatória do efluente (Ribeiro *et al.*, 2017a). Por ter um elevado índice de vazios (acima de 90%), a espuma oferece uma ampla superfície que pode favorecer o desenvolvimento do biofilme, embora a colonização possa variar dependendo das condições operacionais e ambientais (Duarte *et al.*, 2019; Tandukar *et al.*, 2006). As principais vantagens de utilização de espumas de poliuretano como meio suporte são: a possibilidade de retenção intersticial de biomassa (20 a 25g ST/L), maior idade do lodo (~100 dias) e um possível maior tempo de contato líquido-biofilme (usualmente em torno de 2,5h). Tais fatores são favoráveis ao desenvolvimento de microrganismos nitrificantes, devido à baixa taxa de crescimento associada (Almeida, 2012; Machdar *et al.*, 1997).

Várias concepções do meio suporte baseado em espuma de poliuretano já foram testadas, a exemplo do Sistema DHS, e do Meio *Rotosponge*®. Os resultados obtidos mostram-se bastante atraentes em termos de remoção de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal. Em linhas gerais, a remoção de DBO, DQO e nitrogênio amoniacal em sistemas UASB+DHS variam em torno de 94 a 97 %, 81 a 84% e 61 a 80%, respectivamente (Almeida, 2012). Todos

estes FBP foram operados pós-reatores UASB em condições de baixa carga orgânica volumétrica (COV) aplicada.

Área superficial específica de espumas de poliuretano. Moon *et al.* (2010) estimaram, com dados específicos de comprimento de fibra ($L = 0,02$ m), diâmetro de fibra ($d_f = 0,58 \times 10^{-3}$ m) e número de fibras ($n = 6,72$), extraídos de imagens microscópicas de sua estrutura, a área superficial específica de uma espuma de poliuretano, encontrando o valor de $497,0 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Já Ribeiro *et al.* (2021), utilizando o mesmo método, encontraram para o meio filtrante *Spongepacking®* área superficial específica de $6.600 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Seguindo a mesma metodologia, Almeida (comunicação pessoal) calculou a área superficial específica do Biobob® encontrando valores entre 2054 e $2950 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Vale salientar que pesquisa realizada por Cruz *et al.* (2024) demonstrou que o método empregado por Moon *et al.* (2010) para estimar a área superficial específica desses materiais se mostrou mais adequado quando comparado a métodos experimentais.

Segundo Metcalf e Eddy (2003), é de extrema importância a combinação entre o meio suporte escolhido e as cargas aplicadas, a saber, carga orgânica volumétrica (COV) e taxa de aplicação hidráulica superficial (TAS), para um bom desempenho do sistema. A TAS é importante, principalmente, para garantir o efetivo molhamento do meio suporte e controle da espessura do biofilme, via tensão de cisalhamento. A COV é importante no controle de taxas metabólicas, sobretudo em sistemas com conversão simultânea da matéria orgânica carbonácea e nitrogênio amoniacal.

2.3.1 Breve fundamentação sobre a formação de biofilmes em espuma de poliuretano

A biomassa ativa, que compõe os biofilmes em filtros biológicos percoladores (FBP), é um parâmetro fundamental para o tratamento de esgoto doméstico devido à sua relação direta com a taxa de degradação de poluentes (Kanwar; Khan; Farid, 2023). Biofilme constitui-se de uma camada de células procarióticas e eucarióticas ancoradas a uma superfície e envoltas em uma matriz orgânica de origem biológica — matriz polimérica extracelular (EPS, do inglês *extracellular polymeric substances*), a qual atua como uma barreira protetora contra poluentes, dessecação, radiação ultravioleta, oxidação, protozoários predadores, dentre outros (Saini *et al.*, 2023; Santana, 2016; Wanner *et al.*, 2006). Sua composição inclui proteínas, lipídios, polissacarídeos, ácidos nucleicos, compostos húmicos e surfactantes, entretanto, é variável de acordo com o tipo de microrganismo e as condições ambientais às quais o biofilme está exposto (Saini *et al.*, 2023; Santana, 2016). Além disso, a água, que constitui 97% dos biofilmes,

desempenha um papel crucial no transporte de nutrientes através da matriz, influenciando diretamente a dinâmica interna do biofilme (Flemming *et al.*, 2016).

A estrutura do biofilme é tridimensional, com canais e poros que permitem a circulação do esgoto e o acesso de oxigênio e nutrientes às células microbianas. Essa estrutura porosa facilita a troca de substâncias entre o líquido e as células do biofilme, aumentando a eficiência do tratamento (Santana, 2016).

Os biofilmes se formam naturalmente sobre a superfície dos materiais suporte presentes nos FBP e ocorre em três etapas principais: adesão; crescimento; e desprendimento (Sauer *et al.* 2022). A formação de biofilmes é um processo multifatorial e se inicia com a adesão de células individuais e agregados (ou auto agregados) de células à superfície do material suporte, que geralmente é uma mídia porosa, como cascalho, brita, plástico ou espuma (Simões *et al.*, 2023).

Os microrganismos aderidos se multiplicam e formam uma monocamada ou uma fina camada de células na superfície. Inicialmente, as células bacterianas se associam de forma pouco aderida à superfície, o que é chamado de estágio de adesão reversível. Com o tempo, essas células entram no estágio de adesão irreversível, onde se fixam firmemente à superfície e resistem mais às tensões de cisalhamento (Armbruster *et al.*, 2018). Em seguida, essas células aderidas crescem, se reproduzem e secretam substâncias poliméricas extracelulares insolúveis (matriz extracelular), a qual fornece uma estrutura tridimensional para o biofilme e auxilia na adesão de mais células (Valle, 2017).

Conforme mais células se acumulam e a matriz extracelular aumenta, o biofilme começa a se desenvolver em uma estrutura tridimensional mais complexa. Canais e poros se formam dentro do biofilme, permitindo o fluxo de nutrientes, oxigênio e metabólitos. À medida que o biofilme amadurece, os processos de desprendimento e crescimento entram em equilíbrio, de modo que a quantidade total de biomassa na superfície se mantém aproximadamente constante ao longo do tempo. As células que se desprendem retêm o fenótipo das células do biofilme, o que facilita a colonização de superfícies vizinhas (Missagia, 2010; Simões *et al.*, 2023; Valle, 2017).

Diversos fatores influenciam o desenvolvimento do biofilme, como temperatura, presença de agentes microbianos, condições hidrodinâmicas, características do substrato, variações de pH, teor de nutrientes e concentrações de metabólitos microbianos (Naves *et al.*, 2008). Ademais, a presença de predadores como vermes, caramujos e larvas de moscas também

interfere no crescimento do biofilme, assim como contribuem para a perda de sólidos no efluente, uma vez que intensificam a desagregação da biomassa e a fragmentação da matriz microbiana, fenômenos conhecidos como ‘grazing’ e ‘sloughing’, respectivamente (Ribeiro, 2015). Neste caso, a espuma de poliuretano apresenta-se vantajosa para a manutenção da integridade do biofilme, tendo em vista que a predação por macroorganismos tende a exercer menor influência em regiões internas à matriz da espuma (Onodera *et al.*, 2013).

A remoção de poluentes na água pelo biofilme é um processo multifacetado, envolvendo a difusão turbulenta de poluentes na água, a difusão e transferência de poluentes na interface, e a oxidação e decomposição da matéria orgânica por meio do metabolismo dos micro-organismos. O oxigênio do ar também se difunde com o fluxo de água e é transferido para a camada aeróbia do biofilme para a respiração dos micro-organismos (Lin *et al.*, 2024).

Os principais mecanismos de transferência de massa do líquido para o biofilme são a difusão molecular e a advecção. A difusão molecular é o mecanismo primário de transferência de massa para biofilmes, no qual os solutos se movem de áreas de maior concentração no líquido para áreas de menor concentração dentro do biofilme. A advecção, que envolve o movimento de fluidos transportando os solutos, também pode contribuir, mas geralmente desempenha um papel secundário, ocorrendo em menor escala dentro do biofilme, dependendo das características do meio e do fluxo do líquido (Rittmann and McCarty, 2001).

Os meios-suporte são amplamente utilizados em reatores para promover a formação de biofilmes ou a adsorção de contaminantes, proporcionando maior tempo de retenção do lodo, resistência a forças físicas e proteção contra substâncias tóxicas, além de aumentar a eficiência da remoção de substratos. A espuma de poliuretano se destaca nesse contexto devido à sua alta porosidade, resistência e grande área superficial, favorecendo a coexistência de zonas aeróbias e anóxicas/anaeróbias, essenciais para a remoção de nutrientes. Com cerca de 90% de espaços vazios, a espuma permite o desenvolvimento do biofilme em boa parte de sua superfície, tornando fundamental a determinação apropriada da área superficial específica, sobretudo para o modelamento de sistemas com biofilme.

2.3.2 Desempenho de reatores UASB para remoção de matéria orgânica

Os reatores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor*) são amplamente utilizados no Brasil, e tem como objetivo principal a remoção da matéria orgânica diretamente biodegradável, em condições anaeróbias. Em linhas gerais, o sistema desempenha

simultaneamente as funções de decantador primário, reator biológico e digestor de lodo (Chernicharo, 2007; Oliveira, 2019). A Tabela 2.12 mostra as concentrações médias do efluente tratado em reatores do tipo UASB, bem como suas eficiências típicas observadas. Chernicharo (2007) trouxe o resultado de 16 reatores UASB operando em escala plena, e eficiências giram em torno dos valores apresentados na Tabela 2.13.

Tabela 2.12 - Eficiências de remoção de DBO e DQO em reatores UASB reportado na literatura

Parâmetro	Concentração média do efluente	Eficiência média de remoção (%)
DBO (mg/L)	70 a 100	60 a 75
DQO (mg/L)	180 a 270	55 a 70
SST (mg/L)	60 a 100	65 a 80

Fonte: Adaptado de von Sperling (2014).

Tabela 2.13 - Eficiências de remoção de DBO e DQO em 16 reatores UASB avaliados

Parâmetro	Concentração média do afluente	Eficiência média de remoção (%)
DBO (mg/L)	150 a 850	45 a 90
DQO (mg/L)	300 a 1400	40 a 70

Fonte: Chernicharo (2007).

Segundo Jordão e Pessoa (2014), reatores UASB bem projetados e operados costumam obter efluente com eficiência média da ordem de 65% de remoção de DQO e de 70% de remoção de DBO. Geralmente, no caso de esgoto doméstico, um efluente com concentração máxima de DBO inferior a 120 mg/L e de SST inferior a 80 mg/L pode ser obtido, mas esses valores são fortemente influenciados pelo tempo de detenção hidráulica, bem como por medidas operacionais e de manutenção do reator, com destaque para a gestão da remoção de lodo e espuma. Além disso, há uma série de fatores ambientais que também influenciam na digestão anaeróbia, como temperatura, pH, alcalinidade, ácidos voláteis, nutrientes e agentes tóxicos (Oliveira, 2019).

Estudo realizado por Saliba (2016), avaliou durante quatro anos uma ETE localizada no estado de Minas Gerais e com capacidade de projeto para tratar uma vazão média afluente de 514 L/s. A referida ETE é composta por reator UASB seguido de lodo ativado. Os dados referentes às concentrações de DBO afluente, efluente e eficiência do reator UASB estão compilados na Tabela 2.14. A eficiência média de remoção de DBO se encontra abaixo, porém próxima, ao limite inferior reportado em literatura, mesmo com a concentração média efluente estando dentro da faixa indicada pela literatura.

Tabela 2.14 - Concentrações de DBO (mg/L) afluyente, efluente do UASB na ETE Betim Central.

Parâmetro DBO	Faixa de variação (10% a 90%)	Média	Mediana
Afluente (mg/L)	81 – 285	171	160
Efluente (mg/L)	33 – 103	64	57
Eficiência (%)	32 - 77	58	64

Fonte: Saliba (2016).

Em contrapartida, trabalho desenvolvido por Corrêa *et al.* (2019), realizou avaliação 50 campanhas de coletas totalizando 150 amostras e 600 análises em ETE composta de sistema UASB + FBP, no município da Lapa, estado do Paraná. Os resultados encontrados, compilados na Tabela 2.15, demonstraram bastante similaridade com os reportados em literatura.

Tabela 2.15 - Eficiências médias de remoção dos reatores UASB

Parâmetros	Concentração média afluente (mg/L)	Concentração média efluente (mg/L)	Eficiência média de remoção (%)
DBO	278	69	75
DQO	508	186	63
Sólidos Totais	195	84	57
Sólidos Sedimentáveis	2,4	0,80	67

Fonte: Corrêa *et al.* (2019).

Oliveira (2019) avaliou o desempenho dos quatro reatores UASB da estação de tratamento de esgotos sanitários ERQSul, em Aracaju, Sergipe, com vazão máxima diária de 640,6 L/s e carga orgânica de 13.515,23 kg-DBO/d. Os dados (Tabela 2.16) indicam menor eficiência para o parâmetro DBO, quando comparado com dados da literatura, o que não foi observado no parâmetro DQO. Outro estudo conduzido por Correa, Avellar e Aisse (2024), avaliando ETE em escala plena no sul do Brasil, encontraram os valores apresentados na Tabela 2.17. Trabalho de Viana (2012) avaliou o desempenho de um Reator UASB de uma ETE em Minas Gerais, encontrando os valores relatados na Tabela 2.18.

Tabela 2.16 - Eficiências médias de remoção nos quatro reatores UASB

Parâmetros	Concentração média afluente (mg/L)	Concentração média efluente (mg/L)	Eficiência média de remoção (%)
DBO (mg/L)	283	107	59
DQO (mg/L)	514	214	56

Fonte: Oliveira (2019).

Tabela 2.17 - Eficiências médias de remoção no UASB em escala plena

Parâmetro	Média afluente	Média efluente	Eficiência (%)
DQO (mg/L)	564	206	58,1%
DBO (mg/L)	293	84	68,4%

Fonte: Correa, Avellar e Aisse (2024).

Tabela 2.18 - Resultados médios de DBO e DQO afluente e efluente do reator UASB e eficiências de remoção

Parâmetro	Média afluente	Média efluente	Eficiência (%)
DQO (mg/L)	689	228	64
DBO (mg/L)	423	165	54

Fonte: Viana (2012).

Percebe-se que os valores de eficiência de Retores UASB reportados nos estudos, variam em torno de 54% a 75% para DBO e 56% a 64% para DQO, valores estes que se encontram dentro das faixas reportadas pela literatura.

Não foram encontrados estudos na literatura que reportem de forma consolidada o desempenho de reatores UASB tratando efluentes diluídos, sobretudo com sistema coletor associado a tomadas de tempo seco. Neste caso, é possível que o desempenho desses sistemas seja consideravelmente menor, tendo em vista a menor carga orgânica afluente aduzida ao sistema, bem como em função da possível menor biodegradabilidade do esgoto bruto.

Um estudo realizado por Santos *et al.*, (2019) avaliou o desempenho de um reator UASB em uma ETE em Sergipe, recebendo efluente de baixa concentração (em média 145 mg/L de DQO). O reator apresentou eficiência média de 25 % de remoção de DQO, com concentração média efluente de 115 mg/L. Além disso, observou-se também um desempenho insatisfatório na remoção de sólidos, com eficiência de apenas 10% (concentração média de sólidos totais na entrada de 394 mg/L e no efluente de 378 mg/L). Tais resultados evidenciam a presença de falhas importantes na operação do reator UASB. Com relação às ETE localizadas na região sudeste, dados obtidos junto a concessionárias de saneamento indicam as eficiências médias de remoção apresentadas na Tabela 2.19

Tabela 2.19 - Eficiências de remoção de DBO e DQO em ETEs localizadas na região sudeste.

Parâmetros (média)	ETE 1			ETE 2		
	Afluente	Efluente	Eficiência (%)	Afluente	Efluente	Eficiência (%)
DQO (mg/L)	90	24	50	252	155	37
DBO (mg/L)	55	14	76	-	-	-

Fonte: Dados obtidos junto a concessionárias de saneamento.

2.3.3 Remoção simultânea de matéria orgânica carbonácea e N-NH_4^+

Filtros biológicos percoladores preenchidos com meio suporte de espuma pós-reatores UASB apresentam a possibilidade de integração dos processos de remoção de matéria orgânica e nitrificação em um único reator, aparentemente sem a necessidade de recirculação do efluente (Almeida, 2012). Isto porque as COV aplicadas no FBP para permitir a nitrificação resultam em uma baixa produção de lodo, com baixas concentrações efluentes de SST.

As eficiências típicas de remoção do sistema combinado UASB+FBP-Biobob são de 95% para DBO, 85-90% para DQO e 70-90% para SST. Em geral, nota-se que COV até aproximadamente $0,76 \text{ kg-DQO/m}^3_{\text{reator.d}}$ ($2,0 \text{ kg-DQO/m}^3_{\text{espuma.d}}$) estão associados a eficiências de nitrificação superiores a 70% em FBP preenchidos com espuma (Ribeiro, 2022). Tal fato está associado às melhores condições para o crescimento da biomassa nitrificante em FBP com espuma em função da maior idade do lodo, tempo de contato fluido-biomassa e disponibilidade de oxigênio. Também cabe destacar que o decréscimo de COV aplicada guarda relação com incremento da remoção de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ até determinado limite, pois COV muito baixas limitam substrato ($\text{NH}_4^+\text{-N}$ e alcalinidade) para os organismos quimiolitotróficos responsáveis pela nitrificação nos compartimentos finais do FBP (Ribeiro, 2022).

Em consonância, Almeida (2012) menciona que sistema UASB.FBP.DHS tende a produzir efluentes com baixas concentrações de DBO, DQO e SST, sugerindo que o uso de um clarificador pós-UASB+FBP pode ser dispensável. Além disso, em escala plena, esses sistemas apresentam uma remoção de nitrogênio amoniacal na faixa de 70% a 80%, com uma carga orgânica volumétrica no FBP de $2,0 \text{ kg DQO/m}^3_{\text{espuma.d}}$ (Tandukar *et al.*, 2006).

Tawfik *et al.* (2008) observaram que a diminuição da COV de 2,6 para $1,6 \text{ kgDQO/m}^3_{\text{espuma.d}}$ aumentou em 29% na eficiência de remoção de $\text{NH}_4^+\text{-N}$, enquanto uma redução adicional da COV para $1,3 \text{ kgDQO/m}^3_{\text{espuma.d}}$ não levou a uma melhora na eficiência de nitrificação, devido às limitações desses substratos abaixo de 3 m de profundidade no filtro.

Além disso, volumes específicos reduzidos de espuma ($\text{m}^3_{\text{espuma}}/\text{m}^3_{\text{reator}}$) podem resultar em menores eficiências de remoção de matéria orgânica e $\text{NH}_4^+\text{-N}$, considerando a mesma COV aplicada, o que pode estar associado à redução da área superficial específica e, conseqüentemente, da adsorção da matéria orgânica na superfície do biofilme (Ribeiro, 2022). Tawfik *et al.* (2010) determinaram uma redução na eficiência de remoção de DQO e $\text{NH}_4^+\text{-N}$ de 80 para 62% e de 86 para 38%, respectivamente, quando o volume de espuma foi reduzido de 38% para 19% sob a mesma COV aplicada ($2,0 \text{ kg-DQO/m}^3_{\text{espuma.d}}$).

Ribeiro *et al.* (2018) resumiram algumas experiências, bem como as condições operacionais e desempenhos observados em filtros percoladores de leito de espuma no tratamento de efluentes anaeróbios (Tabela 2.20). Tal como observado, para uma COV aplicada no FBP em torno de 0,40 kg-DBO/m³_{reator}.d a remoção de NH₄⁺-N é consideravelmente diminuída. Contudo, cabe ressaltar que para efluentes diluídos o desempenho associado (≈ 45%) pode ser suficiente para o atendimento de padrões de lançamento menos restritivos.

Ribeiro (2022) compilou 22 estudos de FBP pós-reatores UASB preenchidos com diferentes meios suporte de espuma (*Spongepacking*, *Rotosponge*, DHS – G1 a G6), operando sob diferentes escalas (plena, piloto e demonstração) e seguidos de decantador secundário (Ribeiro, 2022). Os valores médios de condições operacionais testadas e eficiências encontradas estão compiladas na Tabela 2.21.

Nesse compilado, estudos com COV a partir de 4,8 Kg DQO/m³_{espuma}.d apresentaram baixa remoção de NH₄⁺-N (≤ 27%) e DQO (≤ 52%) (Mahmoud *et al.*, 2011), enquanto COV até 3,4 Kg DQO/m³_{espuma}.d apresentaram eficiências satisfatórias de remoção de DQO e NH₄⁺-N (58% e 72%, respectivamente).

Ribeiro *et al.* (2017b) avaliaram um sistema UASB+FBP-Biobob operado tratando esgoto municipal real, sob um regime de fluxo típico de uma estação de tratamento de esgoto em escala real, sem o uso de decantadores secundários. O volume de espuma no FBP foi de 40% e a COV aplicada ao FBP de espuma variou entre 1,5 e 2,9 kg-DQO/m³_{espuma}.d, obtendo eficiência média de remoção de 44%. Entretanto, quando a COV aumentou para 2,9 kg-DQO/m³_{espuma}.d, a remoção de NH₄⁺-N reduziu em 25%, apesar de a concentração efluente de NH₄⁺-N ter se mantido abaixo de 20 mg/L durante todo o experimento, devido à baixa concentração efluente. Segundo esses autores, as cargas orgânicas mais elevadas (>1,5 Kg DQO/m³_{espuma}.d) foram consideradas a principal razão para as baixas remoções de NH₄⁺-N, favorecendo bactérias heterotróficas em detrimento dos microrganismos nitrificantes. Os resultados indicaram que, mesmo ao aplicar uma alta carga orgânica ao FBP (cerca de 2,0 Kg DQO/m³_{espuma}.d) o efluente final atendeu consistentemente aos padrões de descarga no Brasil: 180 mg DQO/L, 60 mg DBO/L (Tabela 2.22).

Tabela 2.20 - Resumo das condições operacionais e do desempenho na remoção de DBO e amônio observados em filtros percoladores de leito de esponja após reatores UASB

Condições operacionais					Desempenho FBP		
COV (kgDBO/m ³ reator.d)	TAS (m ³ /m ² .d)	TDH (h)	Relação V _{espuma} /V _{reator} (%)	Recirculação do efluente	DBO (%)	NH ₄ ⁺ -N (%)	Escala
0,23	21	1,5	25	1:1	90	80	Plena
0,40	11,5	2,5	40	-	72 ⁽¹⁾	44 ⁽¹⁾	Demonstração

COV = carga orgânica volumétrica; TAS = taxa de aplicação superficial; TDH = tempo de detenção hidráulica. (1) Operação UASB+FBP sob regime de fluxo típico, conforme observado em estações de tratamento de esgoto em escala real.

Fonte: Ribeiro *et al.* (2018).

Tabela 2.21 - Principais características e desempenho dos filtros percoladores de leito de espuma após reatores UASB (e seguidos por decantadores secundários).

Características do FBP		Condições operacionais		Concentrações afluentes ao FBP (mg/L)				Concentrações efluentes ao FBP (mg/L) [Eficiências de remoção %]			
Taxa de preenchimento por espuma (%)	Altura (m)	COV (kgDQO/m ³ espuma.d)	TAS (m ³ /m ² .d)	DQO	DBO	NH ₄ ⁺ -N	SST	DQO	DBO	NH ₄ ⁺ -N	SST
[34%]	[3,5]	0,9 – 6,2 [2,1]	7 – 30,3 [14,6]	63 – 227 [169]	15 – 136 [56]	6,9 – 40 [26]	33 – 75 [50]	14 – 128 [56] [68%]	2 – 21 [8] [87%]	0,1 – 25 [6] [73%]	1 – 46 [18] [67%]

[média]; [eficiência de remoção no filtro]

Fonte: Ribeiro (2022).

Tabela 2.22 - Eficiências médias de remoção no sistema UASB+FBP-Biobob no estudo

Parâmetro	Concentração média do esgoto	Concentração média efluente do UASB+FBP-Biobob	Eficiência média de remoção %
DQO (mg/L)	~500	83	84%
DBO (mg/L)	~300	35	89%
NH ₄ ⁺ - N (mg/L)	~25	17	44%
SST (mg/L)	~200	30	88%

Fonte: Ribeiro *et al.*, 2017b.

Em se tratando de esgoto com baixas concentrações, um trabalho conduzido por Watari *et al.* (2022) avaliou concentrações efluentes de um filtro preenchido com DHS (área superficial da espuma 187 m²/m³) precedido de decantador primário em diferentes fases de TDH e COV (Tabela 2.23 e Tabela 2.24).

Tabela 2.23 - Condições aplicadas em cada fase

Parâmetro	Fase 1	Fase 2	Fase 3
Vazão (m ³ /d)	17,4 – 34,6 (26)	37,4 – 40,6 (39)	64 – 88 (76)
TDH (h)	2,8 – 4,6 (3,7)	2,1 – 2,3 (2,2)	0,8 – 1,6 (1,2)
TAS (m ³ /m ² .d)	7,9 – 15,7 (11,8)	17 – 18,5 (17,7)	29,1 – 40,0 (34,5)
COV(Kg-DQO/m ³ _{espuma} .d)	0,24 – 0,42 (0,33)	0,6 – 0,7 (0,65)	0,89 – 1,39 (1,14)

Entre parênteses estão representadas as médias

Fonte: Watari *et al.* (2022).

Tabela 2.24 - Resultados obtidos para o filtro em cada fase testada

Parâmetro	Esgoto bruto	Fase 1 (TDH = 4h)		Fase 2 (TDH = 2h)		Fase 3 (TDH = 1h)	
		Afluente (média)	Efluente (média) [eficiência %]	Afluente (média)	Efluente (média) [eficiência %]	Afluente (média)	Efluente (média) [eficiência %]
DQO (mg/L)	44,7 – 62,9 (53,8)	43 – 67 (55)	16,1 – 29,9 (23) [58,2%]	54,3 – 61,7 (58)	20,8 – 31,2 (26) [55,2%]	48,7 – 61,3 (55)	15,7 – 20,3 (18) [67,3%]
DBO (mg/L)	15,9 – 25,3 (20,6)	13,6 – 22,4 (18)	1,9 – 2,3 (2,1) [88,3%]	21,9 – 22,5 (22,2)	3,1 – 4,7 (3,9) [82,4%]	15,7 – 24,3 (20)	0,2 – 2,0 (1,1) [94,5%]
NH ₄ ⁺ - N (mg/L)	11,3 – 15,3 (13,3)	10 – 14 (12)	-1,7 – 10,5 (4,4) [63,3%]	(13,3)	0,2 – 0,4 (0,3) [97,7%]	11,8 – 16,2 (14)	0,1 – 0,9 (0,5) [96,4%]
SST (mg/L)	32,1 – 46,9 (39,5)	8,6 – 19,4 (14)	07 – 1,1 (0,9) [93,6%]	14,5 – 17,5 (16)	1 – 2 (1,5) [90,6%]	12,7 – 17,3 (15)	0,5 – 0,9 (0,7) [95,3%]

Fonte: Watari *et al.* (2022).

Outro estudo, realizado por Kirishima *et al.* (2024) avaliou o mesmo sistema mencionado no estudo de Watari *et al.* (2022), porém tratando esgoto doméstico com concentrações ainda mais baixas.

Tabela 2.25 - Resultados das fases 1 e 2

Parâmetro	Fase 1 (TDH = 0,67h teórico; 0,9h real) (CO nitrogênio média: 0,27 kg-N/ m ³ .d)		Fase 2 (TDH = 0,4h) (COV média: 1,6 kg DQO/m ³ reator.d CO nitrogênio média: 0,5 kg-N/ m ³ .d)	
	Afluente (média)	Efluente (média) [eficiência %]	Afluente (média)	Efluente (média) [eficiência %]
DQO (mg/L)	9,6 – 57,6 (33,6)	9,5 – 44,1 (26,8) [20,2%]	21,4 – 36,0 (28,7)	13,4 – 34,0 (23,7) [17,4%]
DBO (mg/L)	13,6 – 18,2 (15,9)	0,2 – 9,4 (4,8) [69,8%]	-	-
NH ₄ ⁺ - N (mg/L)	-	[83,4%]	-	0,6 – 1,2 (0,9) [89,9%]
SST (mg/L)	4,8 - 11,6 (8,2)	0,4 – 2,0 (1,2) [85,4%]	4,2 – 10,6 (7,4)	2,2 – 4,0 (3,1) [58,1%]

Fonte: Kirishima *et al.* (2024).

Ademais, Onodera *et al.* (2021) avaliaram o desempenho de DHS (área superficial da espuma 222 m²/m³) em escala laboratorial recebendo esgoto sanitário efluente de decantador primário, com TDH de 2,3h, TAS de aproximadamente 2,31 m³/m².d e COV média de aproximadamente 1,56 kg-DQO/m³espuma.d (faixa de variação 1,16 - 1,99 kg-DQO/m³espuma.d).

Tabela 2.26 - Resultado do DHS em escala laboratorial

Parâmetro	Afluente ao filtro (média)	Efluente ao filtro (média)	Eficiência de remoção (%)
DQO (mg/L)	110 – 188 (149)	28 – 70 (49)	53,6 – 72,4 (63%)
NH ₄ ⁺ - N (mg/L)	23,6 – 32,4 (28)	1,3 – 13,9 (7,6)	51 – 91 (71%)
SST (mg/L)	38 – 86 (62)	4 – 30 (17)	57 – 91 (74%)

Fonte: Onodera *et al.* (2021).

Outro estudo avaliou a operação de FBP de espuma tratando esgoto de baixa carga orgânica (DBO de 20–50 mg/L) em Bangkok, Tailândia (Yoochatchaval *et al.*, 2014). A COV aplicada foi de 1,34 Kg DQO/m³espuma.d (0,7 Kg DQO/m³reator.d), volume de espuma de 53%. Os resultados se encontram na Tabela 2.27.

Tabela 2.27 - Resultados do estudo em Bangkok, Tailândia

Parametro	Afluente ao filtro	Efluente ao filtro [Eficiência de remoção %]
DQO (mg/L)	63	25 [60%]
DBO (mg/L)	15	2 [87%]
NH ₄ ⁺ - N (mg/L)	6,9	0,1 [99%]
SST (mg/L)	33	1 [97%]

Fonte: Yoochatchaval *et al.* (2014).

Percebe-se que, em geral, as COV aplicadas em FBP recebendo esgoto convencional pré-tratado em UASB (0,9 a 3,4 kg-DQO/m³_{espuma.d}) tendem a ser mais elevadas do que as praticadas para esgoto menos concentrado (0,24 a 1,39 kg-DQO/m³_{espuma.d}), obtendo eficiências de remoção similares em termos de matéria orgânica e NH₄⁺-N.

Ademais, Tawfik, Ohashi e Harada (2010) investigaram o impacto do volume de espuma nos sistemas DHS e os autores recomendam que, para assegurar uma eficiente remoção de matéria orgânica e atingir uma nitrificação superior a 80%, o volume de espuma no reator deve ser mantido acima de 38%. Em geral, em sistemas DHS -‘*Curtain-type*’, o volume de espuma ocupa 55-57% do volume do reator (Tandukar *et al.*, 2007), enquanto para o sistema *Rotosponge* esse volume é de aproximadamente 49% (Almeida, 2012).

2.3.4 Produção de sólidos em FBP preenchidos com espuma de poliuretano

A produção de sólidos em sistemas FBP dependerá das características das águas residuárias e da COV aplicada ao filtro. Em taxas mais baixas de carga orgânica, uma maior quantidade de DBO particulada é degradada, a biomassa tem um maior tempo de retenção e, como resultado, menos biomassa é produzida (Metcalf; Eddy, 2014). No caso de FBP com meio suporte de espuma, o mecanismo de retenção intersticial, ao passo que corrobora para a elevada idade do lodo do sistema, favorece os processos de lise/hidrólise que proporcionam a redução de sólidos suspensos no efluente final. A baixa produção de lodo se associa ao mecanismo de liberação de produtos microbianos solúveis (SMP, do inglês *soluble microbial products*) oriundos de lise celular, atuando como fonte de carbono para desnitrificação em compartimentos anóxicos do meio suporte (Ribeiro, 2015; Tandukar *et al.*, 2006).

Segundo Almeida (2007), a produção de lodo em sistemas UASB seguido de FBP varia entre 25 e 30 g-SS/hab.d. Já segundo Neto (2011), a quantidade de lodo gerado por sistema FBP, somente, é da ordem de 0,75 a 0,85 kg-SS/kg DBO_{removida}.d, o que se alinha com valores citados por Gonçalves *et al.* (2001), que menciona uma produção de lodo na faixa de 0,8 a 1,0 kg-SS/kgDBO_{removida} e com relação SSV/SS = 0,75 a 0,85 para FBP trabalhando com alta taxa, sem nitrificação. Gonçalves *et al.* (2001) afirmam que esta estimativa de produção de lodo tem-se mostrado adequada para o tratamento de efluentes de reatores UASB em FBP. Tratando especificamente de meios-suporte de espuma, a longa retenção intersticial de biomassa favorece a lise/hidrólise de células inativas, resultando em uma baixa produção de excesso de lodo (cerca de 0,10 g-SS/g-DBO_{removida}) (Ribeiro *et al.*, 2018).

Remoções de SST em torno de 70-90% são relatadas em experiências em escala real (Ribeiro *et al.*, 2018). O excesso de lodo produzido em filtros biológicos percoladores de espuma de baixa taxa após reatores UASB, conforme reportado na literatura, está apresentado na Tabela 2.28 (Ribeiro *et al.*, 2018). Pode-se observar baixa produção de lodo excedente em FBP de baixa taxa pós-reatores UASB. Além disso, mesmo para fluxogramas simplificados UASB+FBP sem decantadores secundários, valores medianos mais baixos foram relatados (0,28 kg-SST/kg-DQO_{removida}).

Tabela 2.28 - Principais características e desempenho (SST) de filtros biológicos de espuma pós-reatores UASB seguidos por etapa de decantação secundária.

Condições operacionais					Concentração afluente ao FBP	Concentração efluente ao FBP [remoção %]
Volume (m ³) [%espuma]	Altura do FBP (m)	Carga orgânica aplicada		TAS (m ³ /m ² .d)	SST (mg/L)	SST (mg/L)
		kg DQO.m ³ espuma/d	kg NTK.m ³ /d			
18%-55% (34%)	2,0-5,3 (3,5)	0,9-6,2 (2,1)	0,1-0,49 (0,29)	7-30,3 (14,6)	33-75 (50)	1-46 (18) [67%]

Entre parênteses representadas as medianas e entre colchetes a eficiência de remoção.

Fonte: Ribeiro *et al.* (2018).

Em estudo conduzido por Almeida, Oliveira e Chernicharo (2011), foi avaliado sistema UASB+FBP preenchido com diferentes meios suporte (dentre eles o sistema Downflow Hanging Sponge - DHS) e sem decantador. Foram aplicadas diferentes condições ao sistema e os resultados de produção de lodo estão representados na Tabela 2.29. Na Fase 1, de maior COV aplicada, o sistema UASB+FBP.DHS apresentou produção média de lodo de 0,47 kg-SST/kg-DQO_{removida}. Na Fase 3, de menor COV aplicada, o sistema apresentou produção média de 0,32 kg-SST/kg-DQO_{removida}. Em todas as fases operacionais foram determinadas baixas produções de sólidos no sistema UASB+FBP.DHS, indicando aparente robustez em absorver choques de carga. Tal estudo trouxe conclusões relevantes, destacando que: para viabilizar a operação do sistema sem clarificadores, as COV nos FBP foram mantidas entre 0,30 e 0,40 kg-DBO/m³.d em 50 a 80% dos casos; além disso, as concentrações de SST no efluente final do FBP foram fortemente influenciadas pelos sólidos provenientes do reator UASB, sendo fundamental que os níveis de SST no efluente do UASB permaneçam consistentemente abaixo de 100 mg/L.

Tabela 2.29 - Produção média de lodo pelo sistema UASB+FBP.DHS.

Produção de lodo	Fase 1 (20 m³/m².d; 0,44 kgDBO/m³reator.d)	Fase 2 (15 m³/m².d; 0,37 kgDBO/m³reator.d)	Fase 3 (10 m³/m².d; 0,26 kgDBO/m³reator.d)
Lodo produzido (kgSST/kgDQO _{rem})	0,47	0,38	0,32

Fonte: Almeida, Oliveira e Chernicharo (2011).

Em outro estudo, realizado por Ribeiro *et al.* (2021), avaliou-se o desempenho de um sistema combinado de reator UASB e FBP de espuma (SBTF). A produção de lodo excedente do filtro SBTF foi de 0,12 kg SST/kg DQO_{removida}, valor consideravelmente menor do que as faixas típicas relatadas para processos aeróbicos pós reatores UASB, que variam de 0,25 a 0,88 kg SST/kg DQO_{removida} (Gonçalves *et al.*, 2001; Henze *et al.*, 2008; Von Sperling, 2007).

Tabela 2.30 – Faixas típicas de produção de lodo excedente e carga de SST efluente em FBP com meio suporte de espuma pós-reator UASB.

Tempo de retenção do lodo (h)	TDH (h)	COV (kg-DQO/ m³espuma.d)	Produção de lodo excedente (kg-SST/ kg-DQO_{removida})	Carga efluente de SST (kg-SST/ m³reator.d)	Decantador secundário
-	2,0-2,7 [2,4]	0,82-1,60 [1,47]	0,09-0,38 [0,28]	0,04-0,50 [0,05]	Sem decantador secundário
38-135 [82]	1,3-11,7 [3,1]	0,24-6,8 [2,03]	0,06-0,45 [0,19]	0,05-1,49 [0,07]	Com decantador secundário

*Intervalo entre valores mínimos e máximos observados, com mediana reportada entre colchetes.

Fonte: Ribeiro *et al.* (2018).

Neste tocante, um estudo foi realizado por Almeida *et al.* (2023) aplicando modelagem numérica multiespécies unidimensional para estimar a produção de lodo em sistemas UASB+FBP preenchido com meio suporte baseado em espuma de poliuretano. As condições aplicadas e resultados observados estão compilados na Tabela 2.31.

Tabela 2.31 - COV aplicada e produção de lodo estimada no estudo

COV aplicada	SST efluente do UASB	Produção de lodo estimada
0,10 kg-DBO/m ³ reator.d (0,50 kg-DQO/m ³ espuma.d)	50 g-SST/m ³	0,22 kg-SSV/kg-DQO _{removida}
0,80 kg-DBO/m ³ reator.d (4,3 kg-DQO/m ³ espuma.d)	100 g-SST/m ³	0,75 kg-SSV/kg-DQO _{removida}
0,80 kg-DBO/m ³ reator.d (4,3 kg-DQO/m ³ espuma.d)	70 g-SST/m ³	0,65 kg-SSV/kg-DQO _{removida}

Fonte: Almeida *et al.* (2023).

Os valores de 0,65 e 0,75 kg-SSV/kg-DQO_{removida} para COV = 0,80 kg-DBO/m³.d estão acima dos valores típicos da literatura, de 0,2 – 0,6 kg-SSV/kg-DQO_{removida} para sistemas aeróbios, como filtros percoladores (Gonçalves *et al.*, 2001; Henze *et al.*, 2008; Von Sperling, 2007).

Comparativamente, como pode ser observado na Tabela 2.32, estes valores destoam dos obtidos por Almeida *et al.* (2013), em estudo que avaliou o desempenho de dois tipos de FBP, um com meio suporte plástico (FBP.Rotopack) e outro com meio suporte de espuma (FBP.Rotosponge) em conjunto com reatores UASB para o tratamento de efluentes. Nesse estudo, obteve-se, para uma faixa de COV aplicada ao FBP de 0,12 a 0,2 kg-DBO/m³reator.d (0,82-1,33 kg-DQO/m³espuma.d) produção de lodo de 0,06 a 0,2 kg-SSV/kg-DQO_{removida} para o sistema UASB+FBP com meio suporte de espuma.

Tabela 2.32 - Comparação entre estudos UASB+FBP-Biobob

Referência	COV aplicada no FBP-Biobob (kgDBO /m ³ reator.d)	Produção de lodo do sistema UASB+FBP-Biobob (kgSSV/kgDQOremovida)
Almeida <i>et al.</i> , 2023	0,10 – 0,8	0,22 – 0,75 (0,22 - 0,65)
Almeida <i>et al.</i> , 2013	0,12 - 0,2	0,06 - 0,2

Fonte: Autoral.

Há uma escassez de estudos, especialmente de modelagem matemática, voltados para a estimativa da produção de lodo em sistemas UASB+FBP. Além disso, observa-se que os valores de produção de lodo em filtros biológicos percoladores (FBP) pós-reatores UASB reportados na literatura podem diferir das estimativas fornecidas por modelos matemáticos, evidenciando a necessidade de mais pesquisas para melhor compreender e prever esse processo.

2.3.5 Síntese de condições operacionais usualmente impostas para a remoção simultânea de matéria orgânica e NH₄⁺-N

Em esgotos sanitários convencionais, provenientes de redes coletoras com separador absoluto, as concentrações médias típicas observadas, conforme discutido na seção 2.2.1 do presente trabalho, são: 600 mg/L para DQO; 300 mg/L para DBO; 350 mg/L para SST; e 25 mg/L para N-NH₄⁺. Nesses casos, as condições operacionais usualmente adotadas para a remoção simultânea de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal em filtros biológicos percoladores (FBP) preenchidos com espuma tratando efluente de reatores UASB incluem

cargas orgânicas volumétricas (COV) entre 0,07 e 2,6 kg-DBO/m³_{reator}.d, associadas a taxas de aplicação hidráulica superficial (TAS) de 5 a 30 m³/m².d e tempos de detenção hidráulica (TDH) variando de 0,4 a 4 horas. A eficiência de nitrificação tende a ser superior a 70% quando a COV aplicada está abaixo de 0,76 kg-DQO/m³_{reator}.d (2,0 kg-DQO/m³_{espuma}.d), favorecendo o crescimento da biomassa nitrificante.

Já para esgotos sanitários provenientes de redes coletoras com tomada de tempo seco, as concentrações são mais baixas (vide seção 2.2.2): 200 mg/L para DQO; 100 mg/L para DBO; 120 mg/L para SST; e 10 mg/L para N-NH₄⁺. Para esses casos, a partir das condições operacionais observadas em literatura para FBP preenchidos com meio suporte de espuma tratando esgoto diluído pós reatores UASB, COV variando de 0,2 a 1,6 kg-DQO/m³_{espuma}.d, com TAS variando de 8 a 40 m³/m².d seriam, a princípio, faixas potenciais a serem tema de análises mais aprofundadas visando a consolidação. Neste caso, os experimentos demonstraram boas taxas de nitrificação (em média 86%) e remoção de matéria orgânica carbonácea (em média 61%) (Onodera *et al.*, 2021; Kirishima *et al.*, 2024; Watari *et al.*, 2022; Yoochatchaval *et al.*, 2014).

2.4 Modelagem matemática de sistemas biológicos com biofilme

Esse item foi escrito com base nos livros de Wanner *et al.* (2006), Miki *et al.* (2022) e Rittmann e McCarty (2020).

2.4.1 Modelo multiespécie, unidimensional (1D)

Os modelos para análise de biofilmes podem ser categorizados em função da complexidade associada. Wanner *et al.* (2006) descrevem quatro categorias para os modelos matemáticos para biofilmes: analíticos, pseudo-analíticos, numérico 1D (unidimensional) e numérico 2D e 3D (bi-dimensional ou tri-dimensional). A mais importante distinção entre os modelos 1D multiespécies analíticos, pseudo-analíticos e numéricos reside na forma em que a biomassa é distribuída no biofilme (Almeida, 2012).

As equações que utilizam a relação de Monod para descrever a síntese microbiana não são lineares, e por isso as soluções estritamente analíticas são inaplicáveis para modelos multi-espécies e multi-componentes. Nesse sentido, métodos numéricos são extremamente vantajosos, no que se refere à resolução simultânea de equações não-lineares, endossando sua

flexibilidade em considerar sistemas com múltiplos componentes que ainda requerem a solução de equações não-lineares (Almeida, 2012).

O modelo denominado N1 em Wanner *et al.* (2006) é um modelo multi-espécies e multi-substrato que representa o biofilme em uma dimensão (1D), perpendicular ao substrato. A característica mais significativa do modelo multiespécies unidimensional é sua flexibilidade em relação ao número de componentes dissolvidos e particulados, à cinética microbiana e, até certo ponto, às propriedades físicas e geométricas do biofilme.

Essa flexibilidade é proporcionada pelo programa de simulação AQUASIM (Reichert 1998), no qual o modelo N1 é frequentemente implementado. O AQUASIM permite testar de forma eficiente versões alternativas de um modelo e avaliar dados experimentais. O modelo N1 pode ser utilizado tanto como uma ferramenta de pesquisa quanto para o projeto e simulação de reatores de biofilme. O Quadro 1 compila as principais características do modelo dinâmico unidimensional numérico.

Vale salientar que os sistemas de reatores de biofilme de fluxo contínuo são geralmente configurados em uma série de subsistemas, cada um com seus próprios compartimentos e o compartimento de massa líquida completamente misturada. Além disso, modelo de biofilme a ser escolhido deve capturar os mecanismos fundamentais essenciais da maneira mais simples possível (Boltz, Morgenroth e Sem, 2010; Wanner *et al.*, 2006; Miki *et al.*, 2022).

Quadro 1 - Características de modelos dinâmicos unidimensionais numéricos.

Categorias	Descrição
Tipos de Variáveis	- <i>Particulados aderidos</i>: matriz sólida do biofilme (microrganismos, partículas orgânicas/inorgânicas, EPS) - <i>Particulados suspensos/dissolvidos</i>: presentes na fase líquida do biofilme e na massa líquida (substratos, metabólitos, produtos, íons)
Saídas do Modelo	- Perfis espaciais de componentes particulados e dissolvidos - Acúmulo e perda de massa de componentes particulados - Taxas de remoção e concentrações de componentes dissolvidos no efluente - Espessura do biofilme baseada na produção/decaimento de material particulado
Processos Modelados	- Transformações químicas e biológicas - Advecção e difusão de particulados aderidos na matriz sólida do biofilme - Adesão e desprendimento de partículas na superfície/interior do biofilme - Difusão de particulados suspensos/dissolvidos na fase líquida do biofilme e na camada limite de resistência de massa - Mistura completa de componentes (particulados e suspensos) na massa líquida
Dados Necessários	- Coeficientes de difusão na água pura e no biofilme - Parâmetros cinéticos e coeficientes estequiométricos - Fração volumétrica da fase líquida do biofilme, densidade dos componentes particulados, velocidades de adesão/remoção - Área superficial do biofilme, volume da massa líquida, espessura da camada limite, vazão e concentrações afluentes - Distribuição espacial inicial dos componentes particulados no biofilme e a espessura inicial do biofilme ⁽¹⁾
Características Especiais	- Permite variação da densidade e espessura do biofilme ao longo do tempo - Suporta coeficientes de difusão variáveis - Adapta-se a substratos planos, esféricos ou cilíndricos
Aplicações	- Simular e prever soluções em estado estacionário e a evolução ao longo do tempo de biofilmes multiespécies e multissubstrato - <i>Pesquisa</i>: testar hipóteses sobre biofilmes e avaliar dados experimentais - <i>Engenharia</i>: prever remoção de substratos, competição microbiana e desempenho de reatores
Limitações	- Considera apenas gradientes perpendiculares ao substrato ⁽²⁾ - Supõe mistura completa no compartimento da massa líquida ⁽³⁾ - Não representa segregação microbiana, exigindo modelos multidimensionais nesses casos
Matemática do Modelo	- Equações diferenciais parciais não lineares e rígidas - Realizado utilizando o pacote de software AQUASIM (Reichert, 1998)

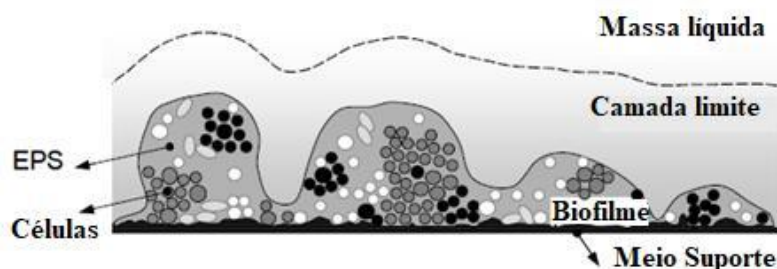
(1) Os perfis espaciais dos componentes dissolvidos no biofilme se desenvolvem tão rapidamente que a escolha de seus valores iniciais geralmente é insignificante. Em situações em que apenas algumas células dispersas já estão aderidas ao substrato, não há problema em iniciar a simulação com uma massa muito pequena de componentes particulados, ou seja, com uma espessura inicial de biofilme de uma fração de micrômetro. (2) Todas as quantidades representam médias em planos paralelos ao substrato, porém, se a área do meio suporte apresentar ordens de magnitude maiores do que a espessura do biofilme e sua superfície for regular, as médias utilizadas no modelo representam valores razoáveis. (3) A modelagem aproximada do fluxo em pistão ainda é possível quando o sistema é dividido em uma série de segmentos, nos quais o biofilme pode ser calculado independentemente.

Fonte: Wanner *et al.* (2006).

2.4.2 Principais compartimentos, componentes e processos considerados

A modelagem mecanística de biofilmes considera duas características essenciais: os compartimentos e os componentes. Os compartimentos definem as diferentes seções do modelo de biofilme. São 4 (massa líquida, camada limite de transferência de massa '*mass transfer boundary layer*', biofilme e meio suporte)

Figura 2.1 - Quatro compartimentos tipicamente definidos em sistemas com biofilme



Fonte: Wanner *et al.* (2006).

Em cada compartimento há os componentes, a exemplo dos diferentes tipos de biomassa, substratos e produtos que são importantes para o modelo. A biomassa, comumente é dividida entre uma ou mais espécies de microrganismos ativos, células inertes e produtos poliméricos extracelulares (EPS, do inglês *extracellular polymeric substances*).

Esses componentes podem passar por processos de transformações, transporte e transferência, e todos os processos que afetam cada componente em cada compartimento são matematicamente vinculados em uma equação de balanço de massa que contém termos de taxa e parâmetros para cada processo.

2.4.2.1 Compartimentos

Um biofilme é uma agregação semelhante a um gel de microrganismos e outras partículas, incorporados em substâncias poliméricas extracelulares (EPS). Normalmente, um biofilme está aderido a uma superfície sólida chamada de meio suporte em um dos lados e em contato com um líquido no outro lado. Frequentemente, uma camada limite de transferência de massa está presente entre a massa líquida e o biofilme.

O biofilme: O compartimento do biofilme contém tanto líquidos quanto sólidos de diferentes tipos, e, embora o líquido geralmente represente a maior parte do biofilme ($\approx 90\%$,

segundo Flemming e Wingender (2010)), os sólidos são o foco da modelagem, pois conferem ao biofilme suas propriedades reativas e estruturais. Entre esses sólidos estão células ativas, partículas orgânicas e inorgânicas, além de EPS, que formam a matriz sólida do biofilme, definidos como (Eq. 1):

$$X = \rho \cdot \varepsilon \quad (\text{Eq. 1})$$

Em que: X é a concentração do componente aderido, ρ é sua densidade, definida como a massa dividida pelo volume da célula ou partícula, e ε é sua fração volumétrica, definida como o volume do componente por unidade de volume do biofilme.

A fração volumétrica da matriz sólida do biofilme é $\sum \varepsilon$, e a porosidade ou fração volumétrica dos poros do biofilme θ é (Eq. 2):

$$\theta = 1 - \sum_{i=1}^{nX} X / \rho \quad (\text{Eq. 2})$$

Em que nX é o número de componentes particulados considerados no modelo.

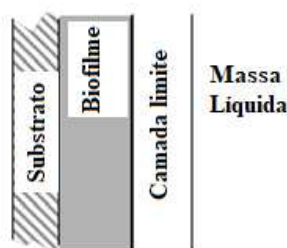
No modelo 1D, os componentes da biomassa são distribuídos uniformemente no compartimento por meio de gradientes em uma direção, ao longo da profundidade do biofilme. Muitas vezes, as fases sólida e líquida dentro do compartimento do biofilme são modeladas com diferentes resoluções. Por exemplo, os componentes particulados podem ser representados como 0D (todos os componentes da biomassa estão distribuídos igualmente pelo compartimento, não havendo gradiente de concentração), enquanto os solutos dissolvidos são descritos com resolução 1D, visto que os gradientes de concentração das espécies solúveis costumam ser muito mais intensos do que os dos componentes sólidos (Wanner *et al.*, 2006).

Quando a geometria do substrato é simples — plana, cilíndrica ou esférica - a modelagem pode ser feita com abordagens 1D (Figura 2.2). Mesmo quando o substrato apresenta formas irregulares em macro escala (como pedras, suportes plásticos ou de espuma), o comprimento típico dos compartimentos modelados geralmente não ultrapassa alguns milímetros, permitindo assumir um substrato plano sem perda significativa de precisão.

O tempo é outra dimensão que pode ser considerada na modelagem do biofilme. Quando um processo ocorre em uma escala de tempo muito diferente dos processos principais, seus efeitos podem ser ignorados. Por exemplo, reações químicas e processos de difusão de

componentes solúveis ocorrem em tempos muito curtos (< 1 segundo), o que permite tratá-los em regime estacionário. Já o desenvolvimento da biomassa ocorre em tempos muito mais longos (de horas a semanas) e podem ser desconsiderados quando a modelagem não se concentra na dinâmica do crescimento do biofilme. No entanto, quando o objetivo da modelagem é simular a dinâmica da biomassa do biofilme, o tempo torna-se uma dimensão crítica, pois a forma e o tamanho do compartimento do biofilme mudam ao longo do tempo.

Figura 2.2 - Estrutura heterogênea com um compartimento de biofilme geometricamente simples (plano)



Fonte: Wanner *et al.* (2006).

A massa líquida: Na maioria dos casos, acima do compartimento do biofilme há um compartimento de massa líquida, entre os quais ocorre a troca de componentes dissolvidos e particulados. A massa líquida geralmente fornece nutrientes para os microrganismos do biofilme, enquanto fragmentos de sólidos do biofilme se desprendem e se dispersam nesse meio. Quando essas trocas impactam significativamente as concentrações na massa líquida, ela é tratada como um compartimento separado e completamente misturado. Nesse compartimento, as concentrações dos componentes variam conforme a entrada e saída de fluxo, as reações de conversão na massa líquida e, principalmente, as interações com o biofilme. O desprendimento de sólidos do biofilme pode ser considerado em todos esses modelos, mas apenas quando a massa líquida é simulada como um compartimento separado torna-se possível calcular a concentração de sólidos suspensos nesse meio.

A camada limite de transferência de massa: A camada limite de transporte de massa é uma camada hipotética de líquido acima do biofilme, na qual ocorre toda a resistência ao transporte de massa dos componentes dissolvidos fora do biofilme. Para biofilmes com superfícies externas relativamente planas, assume-se geralmente que a camada limite tenha uma espessura uniforme. Em situações com turbulência muito intensa ou altas velocidades de fluxo na massa líquida, os gradientes de concentração fora do biofilme podem se tornar insignificantes, e a camada limite de transporte de massa pode ser negligenciada. Em FBP com

meio suporte de espuma, a velocidade de percolação do líquido pelo sistema tende a ser baixa, e por isso, a resistência à transferência de massa (representada por uma camada limite espessa) pode ser bastante provável.

O meio suporte: é a superfície sólida sobre a qual o biofilme se desenvolve, tipicamente denominada *substratum* em referências de origem inglesa. Usualmente, representa um compartimento separado no sistema de biofilme, sendo uma condição de contorno para a solução numérica do modelo: para o caso de um meio suporte impermeável, o fluxo de substratos solúveis é igual a zero.

2.4.2.2 Componentes

Os componentes na modelagem de biofilmes são divididos em particulados e dissolvidos.

Componentes dissolvidos: correspondem às espécies solúveis encontradas na fase líquida do biofilme. Incluem substratos, intermediários metabólicos e diversos produtos dos processos de conversão microbiana. Pode acontecer de o crescimento de um tipo de microrganismo ser limitado por mais de um substrato, assim como um substrato ser limitante para mais de um microrganismo no compartimento. Por exemplo, organismos heterotróficos aeróbicos oxidam um substrato orgânico e reduzem oxigênio, enquanto nitrificantes oxidam amônio e também reduzem oxigênio. Em um biofilme onde esses dois grupos coexistem, o crescimento e a utilização de substratos pelos heterotróficos podem ser controlados pela concentração do substrato orgânico, do oxigênio ou de ambos. Da mesma forma, o crescimento e o consumo de substrato pelos nitrificantes podem ser limitados pela concentração de amônio, oxigênio ou ambos.

Estudos indicam que a concentração de carbono inorgânico também é fator limitante para a nitrificação. A nitrificação é um processo em duas etapas que envolve duas populações distintas de biomassa: os organismos oxidadores de amônia (AOO) e os organismos oxidadores de nitrito (NOO). Ambas as populações são autotróficas, ou seja, utilizam uma fonte inorgânica de carbono. Portanto, um déficit desse substrato pode resultar na redução da taxa do processo (Guisasola *et al.*, 2007). O carbono inorgânico, por sua vez, está diretamente relacionado à alcalinidade (Henze *et al.*, 2006).

Em efluentes tratados anaerobicamente, onde o pH geralmente se mantém neutro, a maior parte do carbono inorgânico está presente na forma de bicarbonato. Pesquisas sugerem

que a atividade de AOO pode ser significativamente impactada quando há limitação de carbono inorgânico, enquanto os NOO tendem a manter sua estabilidade nessas condições (Bressani-Ribeiro *et al.*, 2021; Guisasola *et al.*, 2007). Trabalho conduzido por Guisasola *et al.*, (2007) indicou que a limitação de oxidadoras de amônia (AOO) pode ser adequadamente descrita por meio das cinéticas de Monod, Tessier e sigmoidal, sendo um melhor ajuste observado por meio do fator multiplicativo referente à cinética sigmoidal (Eq. 3):

$$\text{Cinética Sigmoidal: } e^{\frac{SIC-k}{a}} / (1 + e^{\frac{SIC-k}{a}}) \quad (\text{Eq.3})$$

Em que: K = coeficiente de saturação de carbono inorgânico; a = parâmetro adimensional da cinética sigmoidal

Componentes particulados: Os componentes particulados no biofilme incluem células microbianas ativas, células mortas ou inertes, EPS e outras partículas orgânicas e inorgânicas incorporadas à matriz sólida do biofilme. Tradicionalmente, os modelos incluem células microbianas (ativas e inativas), sendo possível a inclusão adicional de EPS como um componente particulado. Em modelos dinâmicos, a organização espacial da biomassa pode ser observada no interior do biofilme, usualmente representada a partir das frações volumétricas associadas à biomassa.

2.4.2.3 Processos

Os processos fundamentais que ocorrem em um sistema de biofilme podem ser classificados em: transformações, transporte e transferência.

Os dois primeiros estão interligados: a utilização de substratos dentro do biofilme gera gradientes que impulsionam o transporte difusivo de massa, enquanto a difusão fornece os substratos necessários para que esses sejam consumidos. A interação entre a utilização de substrato e a difusão resulta na formação de gradientes de concentração, fazendo com que as taxas de crescimento microbiano variem de acordo com a posição dentro do biofilme. Esses gradientes também criam nichos microbianos distintos; por exemplo, o oxigênio pode não alcançar as camadas mais profundas do biofilme, favorecendo a formação de microambientes anaeróbicos estáveis.

Os processos de transformação, transporte e transferência ocorrem simultaneamente para qualquer componente do sistema e a ferramenta matemática que permite quantificar essas interações é o balanço de massa, que constitui a base de qualquer modelo matemático de biofilme.

Transformação: geralmente envolvem reações bioquímicas que resultam no consumo ou produção de componentes, como a degradação de substratos, a formação de produtos metabólicos, o crescimento e a morte microbiana, além da produção de substâncias poliméricas extracelulares (EPS). Nos modelos matemáticos, os processos de transformação são representados por expressões de taxa, que descrevem a velocidade com que determinado componente é consumido ou produzido. Dado que os biofilmes são compostos por microrganismos ativos, um dos principais processos de transformação é a síntese microbiana e um dos modelos mais amplamente utilizados para descrevê-la é a equação de Monod (Eq. 4).

$$\text{Equação de Monod: } \mu = \mu_{\text{máx}} \cdot \frac{S}{K+S} \quad (\text{Eq.4})$$

Em que: μ = Taxa de crescimento específico de biomassa; $\mu_{\text{máx}}$ = Taxa de crescimento específico máximo de biomassa; S = concentração do substrato e K = constante de saturação.

Quando múltiplos substratos são fatores limitantes, a equação de Monod é geralmente estendida para considerar os efeitos combinados de cada substrato na taxa de síntese microbiana. Por exemplo, se o crescimento microbiano for limitado tanto pela concentração do doador de elétrons (S_1 , como a DQO) quanto pela do receptor de elétrons (S_2 , como o O_2), a taxa específica de crescimento pode ser descrita por uma expressão de Monod multiplicativa (Eq. 5) (Bae e Rittmann, 1996).

$$\mu = \mu_{\text{máx}} \cdot \left(\frac{S_1}{K+S_1} \cdot \frac{S_2}{K+S_2} \cdot \dots \cdot \frac{S_n}{K+S_n} \right) \quad (\text{Eq. 5})$$

Além da síntese, outros processos de transformação relevantes são os de perda de biomassa, como a degradação endógena (ou inativação), predação e desprendimento.

Transporte: incluem advecção, difusão molecular e dispersão turbulenta. Dentro do biofilme, o transporte dominante de componentes dissolvidos ocorre principalmente por difusão molecular e o coeficiente de difusividade pode variar de acordo com a porosidade do biofilme

e a tortuosidade dos poros, sendo geralmente inversamente proporcional à densidade da biomassa. Fora do biofilme, os principais processos de transporte são a advecção e a dispersão turbulenta. Em muitos casos, a mistura na massa líquida é intensa o suficiente para que os gradientes espaciais da concentração dos componentes sejam desprezíveis, eliminando a necessidade de modelar explicitamente o transporte nessa região. Entretanto, próximo à superfície do biofilme, esses gradientes costumam ser relevantes e podem ser calculados por equações empíricas de transferência de massa na interface biofilme-líquido.

Transferência: envolvem a troca de massa de componentes dissolvidos ou particulados entre dois compartimentos. A transferência de massa entre a massa líquida e o biofilme é um processo essencial, uma vez que esta representa a principal fonte de substratos nesses sistemas. Para que o biofilme possa utilizar esses substratos, eles precisam ser transportados até sua estrutura, garantindo a base para sua síntese e manutenção. Esse transporte ocorre devido ao gradiente de concentração estabelecido através da camada limite de transferência de massa (mass transfer boundary layer - MTBL), a qual afeta a troca de componentes dissolvidos e particulados entre o biofilme e a massa líquida. O modelo mais simples e amplamente utilizado para representar a transferência de massa na camada limite através da difusão, é a teoria do filme, desenvolvida por Nernst (Eq. 6 e 7).

$$J_n = K_c (C_{LF} - C_B) \quad (\text{Eq. 6})$$

$$K_c = \frac{D}{L_L} \quad (\text{Eq. 7})$$

Em que: J_n = Fluxo de massa perpendicular à superfície do biofilme (ML^{-2}/T); K_c = coeficiente de transferência de massa (L/T); C_B = concentração na massa líquida (ML^{-3}); C_{LF} = concentração na superfície do biofilme (ML^{-3}); D = coeficiente de difusão molecular em água; L_L = espessura da camada limite

Em condições de baixa velocidade de fluxo ou baixa turbulência, a espessura L_L é maior, resultando em uma resistência elevada à transferência de massa e um K_c menor. Por outro lado, quando o fluxo é mais intenso ou a turbulência é alta, L_L diminui, reduzindo a resistência e aumentando K_c . Em situações onde a resistência à transferência de massa na camada limite é insignificante, essa camada pode ser desconsiderada, levando a $C_B \approx C_{LF}$.

2.4.3 Matriz de processos

Para sistemas mais complexos, os quais envolvem múltiplos processos e interações microbianas, a observação conjunta de tais processos passa a ser dificultada somente a partir das equações. Para facilitar a visualização e compreensão, as interações biológicas podem ser representadas por meio de uma matriz. Geralmente, na primeira coluna ficam representados os processos (crescimento e inativação dos microrganismos presentes no sistema), e na primeira linha os componentes solúveis (substratos) e particulados (biomassas) (Henze *et al.*, 1987). Abaixo, na Tabela 2.33, temos o exemplo de uma matriz com um substrato limitante (S), uma biomassa (X) e a fração inativa dessa biomassa (b), que por sua vez é composta por uma fração inerte (X_{inert}) e uma fração biodegradável (X_s).

As taxas de crescimento são descritas pela equação de Monod (eq. 4), e a matriz é preenchida com coeficientes estequiométricos. Um deles é o Y ('Yield'), coeficiente de produção de biomassa, ou coeficiente de rendimento, que representa a eficiência com que a biomassa microbiana (X) converte o substrato (S) em biomassa. O coeficiente 'fb' indica a fração biodegradável da biomassa inativa, logo, (1-fb) representa a fração não biodegradável dessa biomassa.

Tabela 2.33 –Matriz de processos para uma biomassa e um substrato limitante

Processos	S	X	X _s	X _{inert}	Taxas
Crescimento X	-1/Y	1			μ.X
Inativação X		-1	fb	(1-fb)	b.X

Para encontrar a equação da taxa de variação de concentração de substrato pelo tempo (dS/dt), basta multiplicar o coeficiente estequiométrico da célula 'S' pela taxa (Eq. 8). Já para encontrar a equação da variação do crescimento da biomassa com o tempo (dX/dt), basta multiplicar o coeficiente de crescimento da célula 'X' pela taxa de crescimento e depois somar com o coeficiente de inativação da célula 'X' multiplicado pela taxa de decaimento (Eq. 9). Lembrando que não se deve multiplicar os coeficientes de X_s e X_{inert} pela taxa de decaimento pois são apenas a representação da decomposição de b (biomassa inativa).

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{1}{Y} \cdot \mu \cdot X \quad (\text{Eq. 8})$$

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X - bX \quad (\text{Eq. 9})$$

Em que: dS/dt = taxa de variação/consumo de substrato; Y = coeficiente de produção de biomassa; μ = Taxa de crescimento específico de biomassa; X = concentração de biomassa.

A matriz pode condensar quantos tipos de microrganismos e substratos limitantes que se desejar contemplar no sistema. Ademais, ela também pode ser representada em função de 'q' (taxa específica de utilização de substrato) e Y ('yield'), conforme demonstrado na Tabela 2.34.

Tabela 2.34 – Matriz de processos em função de 'q' e 'Y'

Processos	S	X	Taxas ($\mu = q \cdot Y$)
Crescimento X	-1	Y	$q \cdot X$
Inativação X		-1	$b \cdot X$

2.4.4 Parâmetros que potencialmente impactam os resultados do modelo

A modelagem matemática envolve uma série de incertezas advindas das simplificações adotadas para a modelagem. Boltz *et al.*, (2011) e Boltz, Morgenroth e Sen, (2010) citam que os modelos matemáticos podem fornecer insights significativos sobre o efeito das limitações de transporte de massa e da competição dentro do biofilme no desempenho do processo, e os modelos de biofilme unidimensionais são suficientemente precisos para prever o fluxo de substrato solúvel. Entretanto, há alguns fatores causadores de incerteza ao usar modelos numéricos para descrever o desempenho de reatores de biofilme:

1. o destino dos substratos particulados (como transporte para a superfície do biofilme, fixação/retenção, movimento dentro do biofilme, hidrólise e subsequente degradação de substratos particulados),
2. a distribuição do biofilme no reator e o efeito do biofilme sobre os acessórios do reator,
3. a dinâmica e a taxa de desprendimento do biofilme,
4. gradientes de concentração externos à superfície do biofilme
5. a espessura da camada limite de transferência de massa externa, e
6. a falta de um protocolo claro e transparente de calibração de modelos de reatores de biofilme.

Segundo Boltz *et al.*, (2011), os parâmetros que potencialmente impactam os resultados do modelo incluem a espessura e estrutura do biofilme, condições de mistura, temperatura e valores dos parâmetros do modelo. Área superficial do meio suporte é outro parâmetro que influencia nos resultados da modelagem, visto que está diretamente associada à estimativa de biomassa contida no sistema.

2.5 Análise crítica da literatura e contribuições do presente estudo

Por meio da revisão bibliográfica, as seguintes proposições podem ser colocadas:

- Sistemas UASB+FBP são sistemas simplificados de tratamento de esgoto amplamente utilizados, devido à sua simplicidade e baixos custos operacionais;
- FBP com meio suporte de espuma apresenta como vantagem maior coeficiente de vazios e área superficial específica se comparado aos demais meios filtrantes, o que possibilita a retenção de maior quantidade de biomassa, aumento do tempo de percolação e idade do lodo (em torno de 100 dias), provendo melhoria da qualidade do efluente final, com baixas concentrações de DBO, DQO, compostos nitrogenados e SST, e reduzindo a produção de lodo excedente (devido à respiração endógena). A maior remoção de compostos nitrogenados ocorre devido à possibilidade do desenvolvimento de organismos de crescimento lento, como por exemplo as bactérias nitrificantes. Assim, esse sistema apresenta possibilidade de integração dos processos de remoção de matéria orgânica e nitrificação em um único reator, aparentemente sem a necessidade de recirculação do efluente.
- As equações que utilizam a relação de Monod para descrever a síntese microbiana não são lineares, e para estudos multi-espécies e multi-componentes, os métodos numéricos são mais indicados. A escolha do modelo matemático para representação de biofilmes deve ser o mais simplificado possível. Para o estudo proposto, a modelagem numérica 1D é suficiente, visto que nos casos em que não existem gradientes no seio líquido acima do biofilme, e as dimensões do meio suporte são maiores em ordens de magnitude em relação à espessura do biofilme.
- A modelagem matemática envolve uma série de incertezas e simplificações, mas ainda assim apresenta aplicabilidade nos campos de pesquisa e engenharia, fornecendo tendências de remoção de substratos, competição microbiana e desempenho de reatores,

em estado estacionário ou não estacionário, de biofilmes multiespécies e multissubstrato, fornecendo '*insights*' que podem se traduzir em economia de tempo e dinheiro.

- As estimativas de desempenho e a produção de lodo em FBP após reatores UASB ainda não estão bem estabelecidas na literatura para uma ampla gama de condições operacionais, especialmente utilizando meios suporte de espuma de poliuretano, e tratando esgoto mais diluído (proveniente de TTS), quando se tem o objetivo de remover matéria orgânica e nitrogênio na etapa de pós-tratamento.

3 OBJETIVOS

3.1 Objetivo Geral

Desenvolver um estudo de modelagem matemática visando avaliar o desempenho em filtros biológicos percoladores (FBP) preenchidos com meio suporte de espuma de poliuretano pós-reator UASB para o tratamento do esgoto doméstico, em condições de potencial aplicabilidade no contexto do Brasil.

3.2 Objetivos específicos

- Aprimorar e validar um modelo numérico unidimensional multiespécie para FBP pós-reatores UASB, visando avaliar a remoção de matéria orgânica e $\text{NH}_4^+\text{-N}$ em condições de potencial aplicabilidade no contexto do Brasil
- A partir do modelo numérico, investigar comparativamente o desempenho e as interações microbianas em FBP pós-UASB preenchido com meio suporte de espuma, em diferentes condições operacionais do FBP: i) recebendo esgoto doméstico convencional; ii) recebendo esgoto de coleta de tempo seco

4 HIPÓTESES E PREMISSAS

O Quadro 2 apresenta premissas, hipóteses e metodologias propostas para cada objetivo do trabalho.

Quadro 2 - Premissas, hipóteses e metodologias propostas para cada objetivo do trabalho.

Objetivos	Premissas	Hipóteses	Metodologia resumida
Aprimorar e validar um modelo numérico unidimensional multiespécie para FBP pós-reactores UASB, visando avaliar a remoção de matéria orgânica e $\text{NH}_4^+\text{-N}$ em condições de potencial aplicabilidade no contexto do Brasil.	Modelos mecanísticos para sistemas com biofilme foram desenvolvidos considerando-se diferentes tipos de meio suporte (incluindo grânulos), havendo a necessidade de mais investigações para o modelamento de FBP preenchido com meio suporte de espuma.	O modelo mecanístico (1D) é aplicável para a observação de tendências de desempenho de FBP pós-reactor UASB, mesmo com as incertezas associadas a parâmetros que influenciam os resultados das simulações.	Ajustar o modelo numérico, considerando os dados operacionais de um FBP piloto. Pelas incertezas associadas à formação do biofilme na espuma, uma análise de sensibilidade foi efetuada em relação à espessura de biofilme.
A partir do modelo numérico, investigar comparativamente o desempenho e as interações microbianas em FBP pós-UASB preenchido com meio suporte de espuma, em diferentes condições operacionais do FBP: i) recebendo esgoto doméstico convencional; ii) recebendo esgoto de coleta de tempo seco.	As estimativas de desempenho de FBP pós-reactor UASB preenchido com espuma não estão consolidadas para uma ampla faixa de condições operacionais, sobretudo quando o sistema UASB+FBP recebe esgoto com elevada diluição, proveniente de tomada de tempo seco (TTC).	Para efluentes anaeróbios com baixa concentração de matéria orgânica é possível aplicar taxas de hidráulicas mais elevadas, mantendo as interações microbianas de tal modo que a remoção de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ no FBP seja suficiente para o atendimento de um padrão de lançamento de 20 mg-N/L.	A partir de condições operacionais (em termos de COV e TAS) tipicamente observadas para esgoto doméstico ou proveniente de TTC o desempenho do FBP pós-reactor UASB e as interações microbianas no biofilme foram avaliadas.

Fonte: Autoral

5 MATERIAL E MÉTODOS

5.1 Objetivo 1

5.1.1 Modelagem

Foi considerada para o modelo matemático, abordagem unidimensional de biofilme multi-espécie e multi-substrato, utilizando-se do *software* Aquasim 2.0 (Reichert, 1995). De forma a simular o gradiente de concentrações dos substratos ao longo da profundidade do FBP, compartimentos de reatores de mistura completa de biofilme foram conectados em série. Nesse caso, 4 (quatro) reatores em série foram considerados.

As seguintes premissas foram consideradas:

- A distribuição da biomassa foi assumida como heterogênea no biofilme e homogênea no seio líquido do reator;
- Cada reator foi assumido como sendo confinado, uma vez que todas as reações ocorrem no volume da espuma. No volume dos poros foi considerado apenas fase líquida e substâncias dissolvidas. O biofilme foi assumido como rígido;
- A variação volumétrica do biofilme se dá apenas em função do crescimento e decaimento da biomassa, desconsiderando entrada de células microbianas no biofilme por difusão molecular;
- O desprendimento da biomassa da superfície do biofilme foi descrito pela Eq. 11, conforme Hubaux *et al.* (2015). Nesse caso, todas as espécies microbianas se desprendem em uma mesma taxa. Vale ressaltar que a biomassa que se desprende do biofilme (potencialmente ativa) é eluída no seio líquido, integrando a fração de sólidos no efluente;
- A área do biofilme foi estimada através da multiplicação da área superficial específica do biofilme pelo volume do reator e a porosidade no biofilme foi considerada constante, como usual (Warner e Morgenroth, 2004), e igual a zero (porque não há fluxo de fluido dentro do biofilme; o transporte ocorre apenas por difusão).

$$\text{Taxa de desprendimento do biofilme} = u_F \cdot \left(\frac{L_F}{L_{Fmax}} \right)^{10} \quad (\text{Eq. 11})$$

Onde: u_F = velocidade de crescimento do biofilme (unidade), L_F = espessura do biofilme (μm); L_{Fmax} = espessura máxima que o biofilme pode atingir, considerada 70 μm (espessura média obtida a partir de microscopia ótica).

5.1.2 Estrutura do modelo e matriz de processos

As interações microbianas ocorridas no reator foram descritas segundo a matriz de processos representada na Tabela 5.1. Os componentes solúveis considerados no modelo foram: substrato orgânico diretamente biodegradável (S_{DQO}), nitrogênio amoniacal (S_{NH_4-N}), nitrito (S_{NO_2-N}), nitrato (S_{NO_3-N}), oxigênio dissolvido (S_{O_2}) e substrato inorgânico solúvel (S_{IC}). Já os componentes particulados assumidos no modelo foram: Organismos oxidadores de amônia (AOO), organismos oxidadores de nitrito (NOO), organismos heterotróficos ordinários (OHO) e biomassa inerte (X_{inert}). A fração biodegradável da biomassa inativa não foi contemplada na matriz pois considerou-se que esta sofre hidrólise e fica disponível como fonte adicional de substrato orgânico diretamente biodegradável (S_{DQO}) para os OHO.

Os processos considerados no sistema foram: crescimento e inativação da biomassa. No meio filtrante de espuma o processo de hidrólise não foi contemplado por ser considerado não limitante, uma vez que a idade do lodo na espuma de poliuretano é elevada. As taxas de crescimento da biomassa foram expressas segundo a cinética de Monod (Tabela 5.2) e o fator multiplicativo sigmoidal foi considerado para a taxa de reação de oxidadoras de amônia (AOO). Tal fator parece descrever adequadamente as alterações metabólicas de AOO sob condições limitantes de carbono inorgânico (Guisasola *et al.*, 2007).

Vale salientar que o presente estudo se baseia na versão modificada do modelo ASM1, proposta por Henze *et al.* (2006), com a incorporação da expressão sigmoidal na taxa de crescimento das bactérias oxidantes de amônio (AOO), conforme proposto por Ribeiro *et al.* (2021).

Tabela 5.1 - Matriz de processos

Processos	Componentes solúveis					Componentes particulados					Taxas de conversão g/m ³ .d
	S _{DQO,S}	S _{NH4}	S _{NO2}	S _{NO3}	S _{O2}	S _{IC}	X _{OHO}	X _{AOO}	X _{NOO}	X _{inert}	
	gDQO/m ³	gN/m ³	gN/m ³	gN/m ³	gO ₂ /m ³	gCaCO ₃ /m ³	gDQO/m ³	gDQO/m ³	gDQO/m ³	gDQO/m ³	
Crescimento OHO (condições aeróbias)	-1/ Y _{OHO}				-(1-Y _{OHO})/Y _{OHO}	50*(-1/14)	1				μ _{OHO (O2)}
Crescimento AOO		-1/ Y _{AOO}	1/ Y _{AOO}		-(3,43-Y _{OHO})/Y _{OHO}	50*(-1/7Y _{AOB})		1			μ _{AOO}
Crescimento NOO			-1/Y _{NOO}	1/Y _{NOO}	-(1,14-Y _{OHO})/Y _{OHO}	50*(-1/14)			1		μ _{NOO}
Inativação OHO	f _b						-1			1 - f _b	b _{AOO} X _{AOO}
Inativação AOO	f _b							-1		1 - f _b	b _{NOO} X _{NOO}
Inativação NOO	f _b								-1	1 - f _b	μ _{OHO (O2)}
Matriz de composição											
OD _{teórico} (g-OD/g-comp)	1		-3,43	-4,57	-1		1	1	1	1	
Nitrogênio (g-N)		1	1	1							
Carga (mol _{eq} /g-comp)		1/14	-1/14	-1/14		-1					

μ: Taxa de crescimento celular específico (1/d); b: Taxa de decaimento celular (1/d); Y: rendimento celular (g-DQO_x/g-DQO_s); X: concentração da biomassa (g-DQO/m³); f_b: fração biodegradável da biomassa inativa (g-DQO_{xb}/gDQO_x).

Fonte: Almeida *et al.*, 2023.

Tabela 5.2 - Taxas de reação

Processos	Variáveis	Taxa de reações (g/m ³ .d)
Crescimento de OHO (condições aeróbias)	μ _{OHO (O2)}	$\mu_{OHO,max} \cdot \frac{S_{DQO,S}}{S_{DQO,S} + K_{DQO,S,OHO}} \cdot \frac{S_{O2}}{S_{O2} + K_{O2,OHO}} \cdot X_{OHO}$
Crescimento de AOO	μ _{AOO}	$\mu_{AOO,max} \cdot \frac{S_{NH4}}{S_{NH4} + K_{NH4,AOO}} \cdot \frac{S_{O2}}{S_{O2} + K_{O2,AOO}} \cdot \frac{e^{(S_{IC}-k)/a}}{1 + e^{(S_{IC}-k)/a}} \cdot X_{AOO}$
Crescimento de NOO	μ _{NOO}	$\mu_{NOO,max} \cdot \frac{S_{NO2}}{S_{NO2} + K_{NO2,NOO}} \cdot \frac{S_{O2}}{S_{O2} + K_{O2,NOO}} \cdot X_{NOO}$
Decaimento de OHO	-	b _{OHO} X _{OHO}
Decaimento de AOO	-	b _{AOO} X _{AOO}
Decaimento de NOO	-	b _{NOO} X _{NOO}

Fonte: Almeida *et al.*, 2023.

Tabela 5.3 - Parâmetros cinéticos, estequiométricos e físicos utilizados nos modelos

Parâmetro	Unidade	Descrição	Valor	Referência
Organismos heterotróficos ordinários (OHO) – X_{OHO}				
$\mu_{OHO,max}$	d^{-1}	Taxa de crescimento específica - OHO	8,1	Henze <i>et al.</i> (2006)
Y_{OHO}	$g-DQO_x/g-DQO_s$	Coeficiente de produção celular - OHO	0,67	Henze <i>et al.</i> (2006)
$K_{DQO,OHO}$	$g-DQO_s/m^3$	Constante de afinidade à DQO_s	20	Henze <i>et al.</i> (2006)
$K_{O_2,OHO}$	$g-O_2/m^3$	Constante de afinidade ao O_2	0,20	Henze <i>et al.</i> (2006)
b_{OHO}	d^{-1}	Constante de decaimento - OHO	0,54	Hiatt and Grady (2008)
Organismos oxidadores de amônia (AOO) – X_{AOO}				
$\mu_{AOO,max}$	d^{-1}	Taxa de crescimento específica – AOO	0,81	Hellinga <i>et al.</i> (1999)
Y_{AOO}	$g-DQO_x/g-NH_4-N$	Coeficiente de produção celular – AOO	0,20	Wiesmann (1994)
$K_{NH_4,AOO}$	$g-NH_4-N/m^3$	Constante de afinidade à NH_4^+-N	1,1	Wiesmann (1994)
$K_{O_2,AOO}$	$g-O_2/m^3$	Constante de afinidade ao O_2 por AOO	0,60	Hao <i>et al.</i> (2002)
$K_{CaCO_3,AOO}$	$g-CaCO_3/m^3$	Constante de afinidade a $CaCO_3$ por AOO	30	Bressani-Ribeiro <i>et al.</i> (2021)
b_{AOO}	d^{-1}	Constante de decaimento - AOO	0,054	Mozumder <i>et al.</i> (2013)
A	-	Parâmetro sigmoidal para $CaCO_3$	5	Bressani-Ribeiro <i>et al.</i> (2021)
Organismos oxidadores de nitrito (NOO) – X_{NOO}				
$\mu_{NOO,max}$	d^{-1}	Taxa de crescimento específica – NOO	0,57	Hellinga <i>et al.</i> (1999)
Y_{NOO}	$g-DQO_x/g-NO_2-N$	Coeficiente de produção celular – NOO	0,057	Wiesmann (1994)
$K_{NO_2,NOO}$	$g-NO_2-N/m^3$	Constante de afinidade à NO_2^-N	0,51	Wiesmann (1994)
$K_{O_2,NOO}$	$g-O_2/m^3$	Constante de afinidade ao O_2	1,1	Wiesmann (1994)
$K_{CaCO_3,NOO}$	$g-CaCO_3/m^3$	Constante de afinidade a $CaCO_3$ por NOO	1,2	Al-Omari <i>et al.</i> (2015)
b_{NOO}	d^{-1}	Constante de decaimento - NOO	0,038	Mozumder <i>et al.</i> (2014)
Biomassa inerte (inert) – X_{inert}				
f_b	$g-DQO_{nb}/g-DQO_x$	Fração biodegradável da biomassa	0,92	Henze <i>et al.</i> (2000)
Coeficientes de transferência de massa				
$D_{DQO,s}$	m^2/d	Difusividade de DQO na água	$1,0 \times 10^{-4}$	Hao and van Loosdrecht (2004)
D_{NH_4}	m^2/d	Difusividade de NH_4^+-N na água	$1,5 \times 10^{-4}$	Williamson and McCarty (1976)
D_{NO_2}	m^2/d	Difusividade de NO_2^-N na água	$1,4 \times 10^{-4}$	Williamson and McCarty (1976)
D_{NO_3}	m^2/d	Difusividade de NO_3^-N na água	$1,4 \times 10^{-4}$	Williamson and McCarty (1976)
D_{CaCO_3}	m^2/d	Difusividade de $CaCO_3$ na água	$1,6 \times 10^{-4}$	Williamson and McCarty (1976)
D_{O_2}	m^2/d	Difusividade de O_2 na água	$2,2 \times 10^{-4}$	Picioreanu <i>et al.</i> (1997)
L_L	μm	Resistência à transferência de massa	1.500	Henze <i>et al.</i> (2008)

Fonte: Adaptado de Almeida *et al.*, 2023.

Suprimento de oxigênio. A aeração foi introduzida como um processo dinâmico no seio líquido do reator, tal como $dS_{O_2}/dt = kLa \cdot (S_{O_2,sat} - S_{O_2})$, em que S_{O_2} é a concentração de O_2 no seio líquido e $S_{O_2,sat}$ é a concentração de saturação ($8 \text{ g-}O_2/m^3$). O coeficiente de transferência de massa (KLa) foi estimado por Ribeiro *et al.* (2021) em condições semelhantes de operação do FBP e utilizado para a validação do modelo (330 d^{-1}).

Densidade (ρ) e frações volumétricas iniciais (ϵ). A densidade no biofilme adotada para a biomassa heterotrófica e demais componentes particulados foi de $20000 \text{ g-SSV}/m^3$ e $60000 \text{ g-SSV}/m^3$, respectivamente, tal como em Mozumder *et al.* (2013). As frações volumétricas iniciais adotadas foram de $\epsilon_{OHO} = \epsilon_{NOO} = 0,05$ e $\epsilon_{AOO} = 0,10$ (totalizando uma fração volumétrica de 20%), o que resulta em uma porosidade do biofilme de 80%, tal como em Ribeiro *et al.* (2021).

Nesse sentido, uma explicação é válida: O biofilme é formado por microrganismos, água e substâncias poliméricas extracelulares (EPS). Como consideramos que apenas 20% do

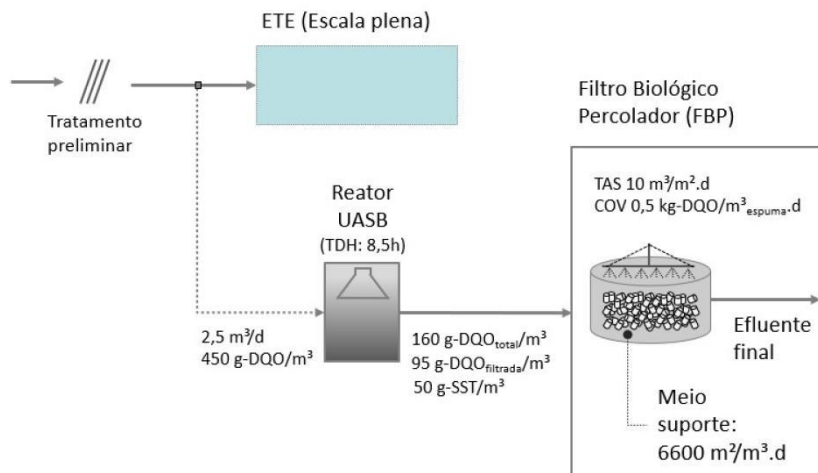
biofilme é composto por microrganismos, o restante da estrutura (80%) é considerado poroso, preenchido por água e matriz extracelular. No entanto, na modelagem matemática 1D, o biofilme é tratado como uma estrutura rígida, sem permitir fluxo de fluido em seu interior. Isso significa que o transporte de substâncias ocorre apenas por difusão, sem contribuição de convecção. Por essa razão, a modelagem assume uma porosidade igual a zero.

Substrato orgânico diretamente biodegradável (S_{DQO}). Foi assumido que S_{DQO} é primariamente composto de frações solúveis e particuladas, tal como: (i) *Fração solúvel:* apenas 55% da DQO solúvel que deixa o reator UASB foi assumida como diretamente biodegradável (52 mg/L) (Aquino *et al.*, 2009). Para reatores UASB operando com TDH entre 5 e 9 horas, cerca de 45 a 63% da DQO solúvel efluente contabiliza-se como DQO produzida pela biomassa, em que uma menor acumulação de produtos microbianos solúveis parece ocorrer para maiores TDHs (AQUINO *et al.*, 2009). O reator UASB contextualizado neste trabalho foi operado com um TDH de 8,5h. Portanto, uma menor fração de DQO produzida pela biomassa na etapa anaeróbia foi considerada (45% da DQO solúvel que não é diretamente biodegradável). Pela baixa biodegradabilidade de produtos associados à biomassa (Laspidou; Rittmann, 2002), tal fração não foi contabilizada no modelo para estimativas de produção de lodo no FBP. (ii) *Fração particulada:* a fração sólida biodegradável eluída no efluente anaeróbio e retida na espuma é hidrolisada no FBP. A fração particulada convertida em S_{DQO} (52 mg/L) foi estimada considerando-se a concentração sólidos afluente ao FBP, a relação SSV/SST de 0,80 associada (experimentalmente obtida) e que 92% dos SSV são diretamente biodegradáveis. Com isso, a DQO_{DB} considerada no estudo foi de 104 mg/L.

5.1.3 Validação do modelo

Foi aplicado ao modelo dados de operação de um aparato experimental UASB+FBP-Biobob em escala piloto, operado por 980 dias na ETE Arrudas em Belo Horizonte, MG (Almeida *et al.*, 2013). O meio suporte utilizado foi baseado em espuma de poliuretano (área específica de $6.600 \text{ m}^2/\text{m}^3_{\text{espuma}}$ e volume de espuma/reator de 40%). As TAS e COV aplicadas estiveram em torno de $10 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ e $0,2 \text{ Kg DQO}/\text{m}^3_{\text{reator}} \cdot \text{d}$ ($0,5 \text{ Kg DQO}/\text{m}^3_{\text{espuma}} \cdot \text{d}$ ou $0,1 \text{ Kg DBO}/\text{m}^3_{\text{reator}} \cdot \text{d}$), respectivamente. O modelo foi alimentado com dados médios de entrada. As principais características do sistema UASB+FBP utilizados para a validação do modelo numérico 1D estão representadas na Figura 5.1.

Figura 5.1 - Principais características do sistema UASB+FBP utilizado para validação do modelo numérico 1D



Fonte: Almeida *et al.*, 2023

Importante salientar que apesar de o modelo matemático ter sido validado com dados experimentais de um reator preenchido com um tipo específico de espuma de poliuretano, sua aplicação a outro tipo de espuma com área superficial específica diferente continua válida do ponto de vista estrutural. Isso porque a validação demonstrou que a formulação do modelo — ou seja, a representação dos processos biológicos e físico-químicos envolvidos — está adequada à dinâmica do sistema. A mudança na área superficial do meio suporte impacta principalmente parâmetros como a taxa de transferência de massa e a formação do biofilme, os quais podem ser ajustados sem comprometer a validade conceitual do modelo.

5.2 OBJETIVO 2

O segundo objetivo específico foi idealizado com base no modelo validado (objetivo específico 1). Para tal, foram considerados sistemas UASB+FBP.Biobob® sob dois cenários:

- *Cenário 1:* O Sistema UASB+FBP recebe esgoto doméstico mais concentrado, advindo essencialmente de redes de coleta; e
- *Cenário 2:* O Sistema UASB+FBP recebe esgoto doméstico de menor concentração, proveniente de tomada de tempo seco (TTS).
- Em ambos os cenários, a altura do FBP.Biobob® foi fixada em 3,5 m e a COV foi fixada em 0,80 Kg-DQO/m³_{reator.d} (0,40 kg-DBO/m³_{reator.d}). A COV considerada refere-se a um desempenho em termos de remoção de N-amoniaco em torno de 44%, conforme observado por Ribeiro *et al.* (2017) em uma TAS de 11,5 m³/m².d.

Para o cálculo da vazão de projeto foi arbitrada uma população de 50.000 habitantes e consumo per capita de água de abastecimento (QPC) de 150 L/hab.dia (QPC mediana associada a municípios com população abaixo de 200.000 habitantes - von Sperling, 2014). Assim, a vazão doméstica média de esgoto resultante, por sua vez considerada no estudo foi de 7.500 m³/dia.

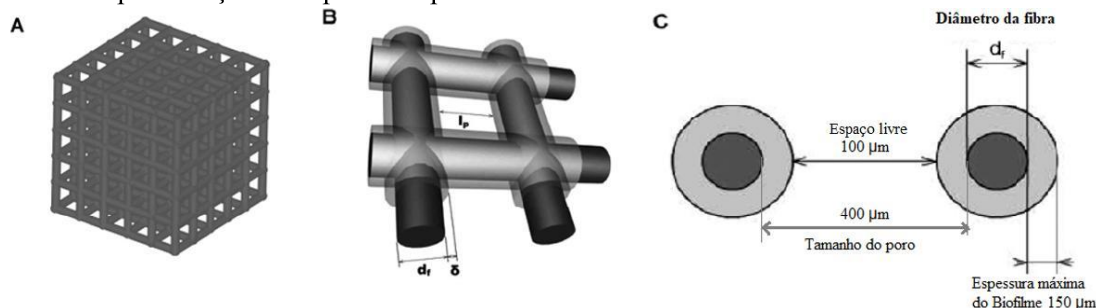
5.2.1 Área superficial específica da espuma para o meio suporte Biobob®

Para a área superficial específica do meio suporte Biobob® utilizado para o preenchimento do FBP foi considerada uma área superficial específica de 2610 m²/m³_{espuma}. Em média, o tamanho dos poros da espuma que compõe o Biobob® é de 400 µm. Ambos os dados foram fornecidos pelo fabricante.

Com o uso de microscopia óptica, Almeida *et al.* (2023) observou que em um FBP autotrófico o poro da espuma de poliuretano não esteve plenamente preenchido pela biomassa. Nesse caso, a espessura máxima do biofilme (L_{fmax}) foi de 60-70 µm. Tendo em vista a presença de biomassa heterotrófica no FBP.Biobob®, a espessura máxima do biofilme adotada para as simulações foi de 150 µm — considerando o tamanho dos poros de 400 µm, ao se adotar uma espessura máxima de 150 µm de crescimento do biofilme em cada parede, sobra um espaço livre de 100 µm, o que, visualmente, parece ser uma boa proposição (Figura 5.2). É importante destacar que, para confirmar com precisão a espessura máxima do biofilme, seria necessário utilizar um filtro real com biomassa já madura e determinar esse valor por meio de análise em microscopia óptica.

Cabe ainda ressaltar que a relação de preenchimento com espuma, considerando o meio suporte Biobob® é de 45%, de acordo com o fabricante.

Figura 5.2- Representação da espuma de poliuretano



(A) Modelo 3D da espuma de PU, (B) Modelo 3D das fibras curtas (horizontais) e longas (verticais) da espuma de PU, (C) O diâmetro da fibra (d_f), o tamanho do poro e a espessura do biofilme na fibra.

Fonte: Modificado de Moon *et al.* (2010).

5.2.2 Análise de sensibilidade

Vale destacar que a posterior determinação da espessura máxima do biofilme ($L_{f_{\max}}$) para os FBP estudados deve ser um aspecto a ser experimentalmente obtido. Portanto, tal estimativa deve ser considerada como uma incerteza associada ao estudo. Em virtude das incertezas associadas ao parâmetro $L_{f_{\max}}$, uma análise de sensibilidade foi efetuada, em que as remoções de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ foram observadas para $L_{f_{\max}}$ em uma faixa de 60 μm a 150 μm .

5.2.3 Condições testadas

As simulações associadas aos dois cenários avaliados foram efetuadas a partir do mesmo modelo desenvolvido no objetivo 1, com alterações associadas aos seguintes parâmetros: área superficial do meio suporte (a_{sup}), espessura máxima do biofilme ($L_{f_{\max}}$), vazão de entrada (Q_{inf}), concentração de DQO diretamente biodegradável afluente ($S_{\text{COD}_{\text{inf}}}$), concentração de carbono inorgânico afluente ($S_{\text{IC}_{\text{inf}}}$), concentração de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ afluente ($S_{\text{NH}_4_{\text{inf}}}$), coeficiente de transferência gás líquido do O_2 ($k_{\text{la_bulkliquid}}$) e volume de espuma. A Tabela 5.8 sumariza os respectivos dados de entrada, os quais referem-se aos cenários 1 e 2.

Tendo em vista que os meios suportes baseados em espuma de poliuretano referentes associados aos objetivos 1 e 2 são distintos, a taxa de transferência de oxigênio (k_{la}) associada ao objetivo específico 2 foi ajustada. Assim, a concentração de OD no efluente final obtida pelo modelo foi ajustada ao observado a partir dos dados experimentais (4,2 $\text{mg-O}_2/\text{L}$). O valor utilizado nas simulações do objetivo específico 2 foi de 650 d^{-1} .

Tabela 5.4 - Dados de entrada utilizados nos cenários 1 e 2.

Parâmetros	Validação	Cenário 1	Cenário 2
a_{sup} ($\text{m}^2/\text{m}^3_{\text{espuma}}$)	6.600	2.610	2.610
$L_{f_{\max}}$ (μm)	67	150	150
Q_{inf} (m^3/d)	10.800	7.500	7.500
$S_{\text{COD}_{\text{inf}}}$ (mg/L)	104	104	80
$S_{\text{IC}_{\text{inf}}}$ (mg/L)	285	285	155
$S_{\text{NH}_4_{\text{inf}}}$ (mg/L)	40	40	25
$k_{\text{la_bulkliquid}}$ (dias^{-1})	330	650 ⁽¹⁾	650 ⁽¹⁾
$V_{\text{Volume}_{\text{espuma}}}$ (m^3)	400	679	384

(1) O valor do k_{la} foi alterado de forma a se obter concentração no efluente final (pós FBP) de O_2 de 4,2 mg/L (valor encontrado no experimento da ETE Laboreaux). Para isso, foi considerada espessura máxima do biofilme de 150 μm e encontrou o valor de 650 d^{-1} .

Fonte: Autoral.

5.2.3.1 Cenário 1: FBP recebendo efluente anaeróbio advindo de reator UASB tratando esgoto doméstico proveniente de rede de coleta

Para esse cenário foram considerados dados de esgoto bruto afluente a uma ETE de escala plena, operando com sistema UASB/FBP_{espuma}, e que recebe esgoto convencional proveniente de rede coletora do tipo separador absoluto (população equivalente: ≈ 250.000 habitantes). As concentrações de DQO, DBO e NTK considerados para o estudo foram valores médios, os quais são compatíveis com valores médios apresentados na revisão bibliográfica (item 2.2.1) para esgoto doméstico típico. Ademais, o desempenho encontrado do reator UASB em termos de remoção de DQO e DBO foram de 65% e 70%, respectivamente, conforme reportado em literatura (Chernicharo, 2007; Jordão e Pessôa, 2014).

Tabela 5.5 – Concentrações médias do esgoto bruto adotadas no Cenário 1.

Parâmetro	Concentrações médias do esgoto bruto	Concentrações médias pós UASB
DQO (mg/L)	450	158 ⁽¹⁾
DBO (mg/L)	250	79,5
SST (mg/L)	-	50
NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	-	40
CaCO ₃ (mg/L)	-	285

(1)DQO solúvel média de 95 mg/L.

Fonte: Dados obtidos de Almeida *et al.* (2011).

Adicionalmente, as premissas para a composição desse cenário foram:

- A carga orgânica volumétrica aplicada foi de 0,80 kg-DQO/m³_{reator}.dia (0,40 kg-DBO/m³_{reator}.dia). De acordo com Ribeiro *et al.* (2017), a eficiência de remoção de NH₄⁺-N para a referida COV aplicada esteve em torno de 44%;
- A concentração da DQO afluente ao FBP.Biobob® refere-se à fração solúvel diretamente biodegradável, somada à DQO associada à fração biodegradável proveniente de SSV, a qual sofre hidrólise no interior do FBP.Biobob®. O cálculo completo pode ser visualizado no apêndice;
- Devido à TAS aplicada (17,4 m³/m².d), bem como à capacidade de retenção de sólidos no Biobob® (meio suporte baseado em espuma de poliuretano), foi assumido que 100% da fração de sólidos suspensos voláteis no efluente anaeróbio é retida na espuma do FBP.Biobob®.

A TAS a ser aplicada no sistema (17,4 m³/m².d) foi definida a partir de Ferreira (2025). Neste estudo, tal sistema operou com COV em torno de 0,36 kg-DBO/m³_{reator}.d (1,15 kg-

DQO/ $\text{m}^3_{\text{reator.d}}$), um valor semelhante ao adotado por Ribeiro (2015) e também considerado nesse trabalho ($0,40 \text{ kg-DBO}/\text{m}^3_{\text{reator.d}}$). A Tabela 5.6 apresenta as condições a serem testadas no FBP.Biobob® para o Cenário 1.

Tabela 5.6 - Condições a serem testadas no FBP.Biobob® - Cenário 1 (esgoto mais concentrado)

TAS ($\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$)	17,4
COV ($\text{kg-DBO}/\text{m}^3_{\text{reator.d}}$)	0,4
Altura do FBP (m)	3,5
Área superficial do FBP (m^2)	431
Volume do FBP (m^3)	1509
Volume de espuma no FBP (m^3)	679

Fonte: Autoral.

DQO diretamente biodegradável: O valor numérico da DQO afluyente ao FBP.Biobob® diretamente biodegradável ($104 \text{ mg-O}_2/\text{L}$) foi obtido da seguinte maneira:

1. *Determinação da DQO solúvel diretamente biodegradável:* A $\text{DQO}_{\text{solúvel}}$ pós-UASB é de $95 \text{ mg-O}_2/\text{L}$, com a fração solúvel diretamente biodegradável (DQO_{DB}) $52 \text{ mg-O}_2/\text{L}$. Nesse caso, foi assumido que 45% da $\text{DQO}_{\text{solúvel}}$ é proveniente da biomassa (Aquino *et al.*, 2009). Uma vez que tal fração tende a ser de baixa biodegradabilidade (Laspidou and Rittmann, 2002), a mesma não foi considerada no cômputo da DQO solúvel afluyente ao FBP;
2. *Determinação da fração biodegradável proveniente da fração particulada:* A relação SSV/SST de 0,8 foi considerada para a fração dissolvida no efluente anaeróbio (tal como experimentalmente determinado), sendo que 92% da SSV é biodegradável (Metcalf, Eddy, 2003). Essa fração sofre hidrólise no interior do FBP, sendo convertida como fonte adicional de substrato no sistema. Para a conversão de SSV a DQO solúvel, a relação DQO/SSV de 1,42 (Rittmann and McCarty, 2020) foi adotada.

A DQO total efluente do UASB, proveniente da fração solúvel e particulada, seria a soma da DQO solúvel efluente do UASB e de 1,42 vezes a concentração de SSV no efluente do UASB. A diferença encontrada entre esse valor estimado (151 mg/L) e o medido (158 mg/L) foi relativamente pequena ($\approx 5\%$), demonstrando coerência na estimativa da DQO_{DB} .

5.2.3.2 Cenário 2: FBP recebendo efluente anaeróbio advindo de reator UASB tratando esgoto doméstico proveniente de redes com tomada de tempo seco (TTS)

Neste cenário, os dados utilizados nas simulações foram provenientes de uma ETE composta por reatores UASB em escala plena, os quais recebem esgoto municipal advindo de rede de coleta com contribuições de tomada de tempo seco (TTS). Portanto, uma notável diluição do esgoto bruto foi usualmente observada. A Tabela 5.7 apresenta uma síntese da caracterização do esgoto bruto e do efluente anaeróbio, considerando dados de 1 (um) ano de monitoramento.

Tabela 5.7 - Faixas de concentrações e desempenho da etapa anaeróbia (reatores UASB) considerando o recebimento de esgoto bruto advindo de rede de coleta com TTS.

Parâmetro	Esgoto bruto	Efluente anaeróbio	Remoção (%)
DQO (mg/L)	42 - 445 (225)	22 - 228 (131)	6 - 91 (46)
SST (mg/L)	39 - 303 (154)	8 - 99 (58)	30 - 87 (62)
SSV (mg/L)	-	36	-
NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	6 - 60 (23)	9 - 60 (25)	-
CaCO ₃ (mg/L)	146	155	-

Entre parênteses os dados referentes às medianas.

Fonte: Dados obtidos junto à concessionária de saneamento CESAMA.

As premissas para a composição desse cenário foram:

- A DQO solúvel (80 mg-O₂/L) efluente do reator UASB foi calculada pela subtração das concentrações medianas de DQO_{total} e SSV, considerando a relação DQO/SSV de 1,42;
- Pelo baixo desempenho do reator UASB para a remoção de DQO (46% - Tabela 5.7), e ausência de informações sobre a DQO produzida pela biomassa em reatores UASB recebendo esgoto bruto com elevada diluição, a DQO diretamente biodegradável afluente ao FBP foi assumida como sendo composta pela DQO solúvel, somada à DQO proveniente de SSV_{UASB} (fração biodegradável) retida no FBP.Biobob®;
- Não foram encontrados na literatura relação SSV/SST para esgoto bruto com elevada diluição. Portanto, considerou-se a mesma relação do cenário 1 (esgoto concentrado) de 0,8. Vale salientar que esse compõe outro fator de incerteza no estudo, devendo esta relação ser determinada posteriormente em campo, com dados reais.
- O volume do FBP.Biobob® foi calculado considerando-se a mesma COV aplicada no FBP.Biobob® do cenário 1 (1,15 kg-DQO/m³_{reator.d}), resultando em uma TAS de 30 m³/m².d;
- Pela elevada TAS aplicada no FBP.Biobob® (30 m³/m².d) foi assumido que apenas 50% dos sólidos suspensos voláteis foram retidos no FBP.Biobob®.

A Tabela 5.8 apresenta as condições a serem testadas no FBP.Biobob® para o Cenário 2.

Tabela 5.8 Condições a serem testadas no FBP.Biobob® - Cenário 2 (esgoto mais diluído)

TAS ($\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$)	30,7
COV ($\text{kg-DQO}/\text{m}^3_{\text{reator}}.\text{d}$)	1,15 ⁽¹⁾
Altura do FBP (m)	3,5
Área superficial do FBP (m^2)	244
Volume do FBP (m^3)	854
Volume de espuma no FBP (m^3)	384

(1) Nessa ETE não foram feitas análises de DBO, e, portanto, os cálculos de área superficial e volume do FBP foram realizados com base na concentração de DQO. Portanto, a COV aplicada no cenário 2 será de 1,15 kg DQO/ $\text{m}^3_{\text{reator}}.\text{dia}$

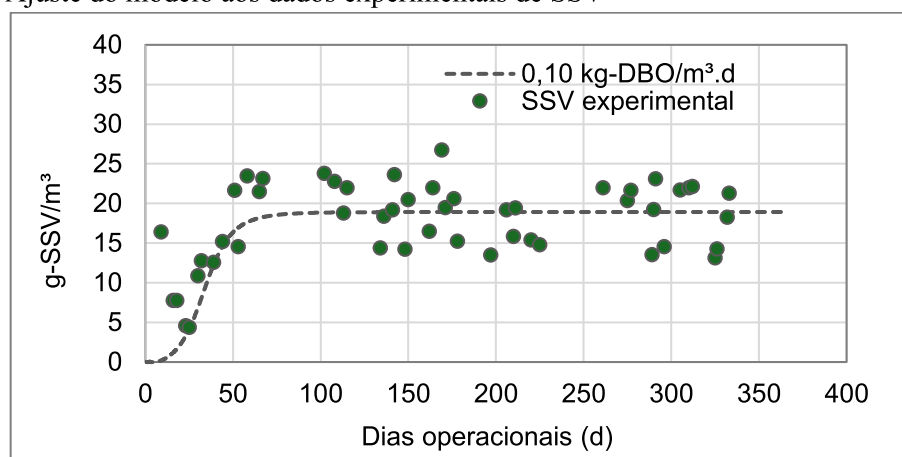
Fonte: Autoral.

6 RESULTADOS

6.1 Objetivo 1: Validação do modelo numérico unidimensional multiespécie para FBP.Biobob® pós-reator UASB

As Figura 6.1 mostra o ajuste do modelo matemático (linha tracejada) aos dados experimentais de concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) ao longo do tempo, sob uma carga orgânica de $0,10 \text{ kg-DBO/m}^3_{\text{reator}}\cdot\text{d}$. Os pontos representam os valores medidos experimentalmente durante cerca de 350 dias operacionais. Embora haja variabilidade nos dados experimentais, o modelo acompanha bem o valor médio dos pontos ao longo de todo o período. A dispersão dos dados pode ser atribuída a flutuações operacionais, variações na qualidade do afluente ou incertezas nas medições, fatores típicos em sistemas reais de tratamento biológico. De forma geral, o modelo demonstra boa capacidade preditiva para a produção de lodo, o que reforça sua aplicabilidade para simulações de desempenho.

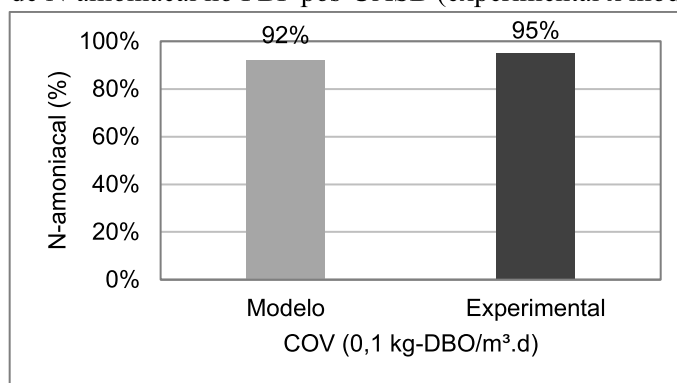
Figura 6.1 - Ajuste do modelo aos dados experimentais de SSV



Fonte: Autoral.

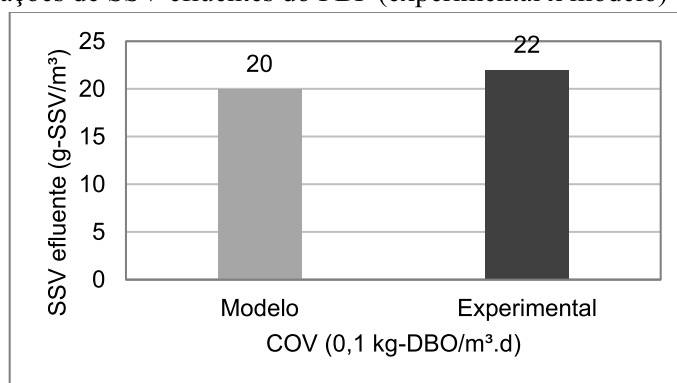
No sentido de reforçar a aderência do modelo aos dados experimentais, dois gráficos comparativos foram gerados: um referente à eficiência média de remoção de nitrogênio amoniacal (Figura 6.2) e outro à concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) no efluente do FBP pós-UASB (Figura 6.3), ambos sob a mesma carga orgânica volumétrica (COV) de $0,10 \text{ kg-DBO/m}^3_{\text{reator}}\cdot\text{d}$.

Figura 6.2 - Remoção de N-amoniaco no FBP pós-UASB (experimental x modelo)



Fonte: Autoral.

Figura 6.3 - Concentrações de SSV efluentes do FBP (experimental x modelo)



Fonte: Autoral.

Na Figura 6.2, observa-se que a eficiência de remoção de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ estimada pelo modelo foi de 92%, valor bastante próximo ao observado experimentalmente, em termos de média (95%). Essa diferença de apenas 3 pontos percentuais evidencia uma boa capacidade preditiva do modelo para os processos de nitrificação no filtro biológico percolador (FBP), reforçando a confiabilidade da representação cinética utilizada. De forma semelhante, na Figura 6.3, o modelo estimou uma concentração de 20 g-SSV/m³ no efluente, enquanto os dados experimentais indicaram 22 g-SSV/m³. A diferença de apenas 2 unidades também pode ser considerada pequena, e confirma a coerência do modelo em relação à produção e retenção de biomassa no reator.

Esses resultados demonstram que o modelo é capaz de representar de forma satisfatória tanto o comportamento da biomassa quanto a eficiência do sistema em termos de remoção de N-amoniaco, sob as condições operacionais estudadas. Assim, o modelo parece apresentar potencial para ser utilizado em análises de desempenho de FBP pós-reator UASB preenchido com meio suporte baseado em espuma de poliuretano.

6.2 Objetivo 2: Desempenho e interações microbianas em FBP.Biobob® pós-UASB para os dois cenários avaliados (esgoto mais concentrado e esgoto mais diluído)

6.2.1 Análise de sensibilidade

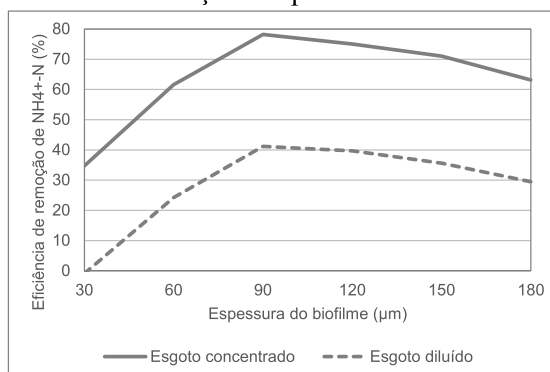
A análise de sensibilidade apresentada na (Figura 6.4) mostra a influência da variação da espessura máxima do biofilme sobre a remoção de N-amoniaco ($\text{NH}_4^+\text{-N}$) nos dois cenários testados (esgotos mais concentrados e mais diluídos).

O objetivo desta análise não é analisar a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal em si ou comparativamente entre os cenários de esgoto concentrado e diluído, mas sim avaliar uma tendência de quanto a eficiência de remoção varia em função da espessura do biofilme nesses cenários. Observa-se no gráfico que, em ambos os casos, há uma variação de aproximadamente 40 pontos percentuais na eficiência, evidenciando a sensibilidade do modelo à espessura do biofilme.

Picioreanu, Van Loosdrecht e Heijnen (1997) modelaram e simularam a nitrificação em reatores de biofilme, avaliando especialmente o impacto da espessura do biofilme e da concentração de oxigênio na acumulação de nitrito. Os autores demonstraram que a espessura do biofilme afeta a distribuição de substratos (como oxigênio e nitrogênio amoniacal) ao longo do perfil, interferindo diretamente na atividade das bactérias nitrificantes. A principal conclusão do trabalho foi que espessuras elevadas limitam o transporte de oxigênio para as camadas internas, podendo comprometer a nitrificação completa. Isso evidencia a necessidade de se calibrar adequadamente a espessura máxima do biofilme nos modelos.

Portanto, apesar de na faixa de espessuras entre 70 μm (espessura máxima encontrado em microscopia óptica por Almeida *et al.* (2023)) e 150 μm , a diferença máxima não ter sido tão expressiva (em torno de 10%), é importante destacar que a determinação experimental da espessura máxima do biofilme para as condições testadas tende a ser relevante para a calibração do modelo.

Figura 6.4- Análise de sensibilidade em relação à espessura do biofilme



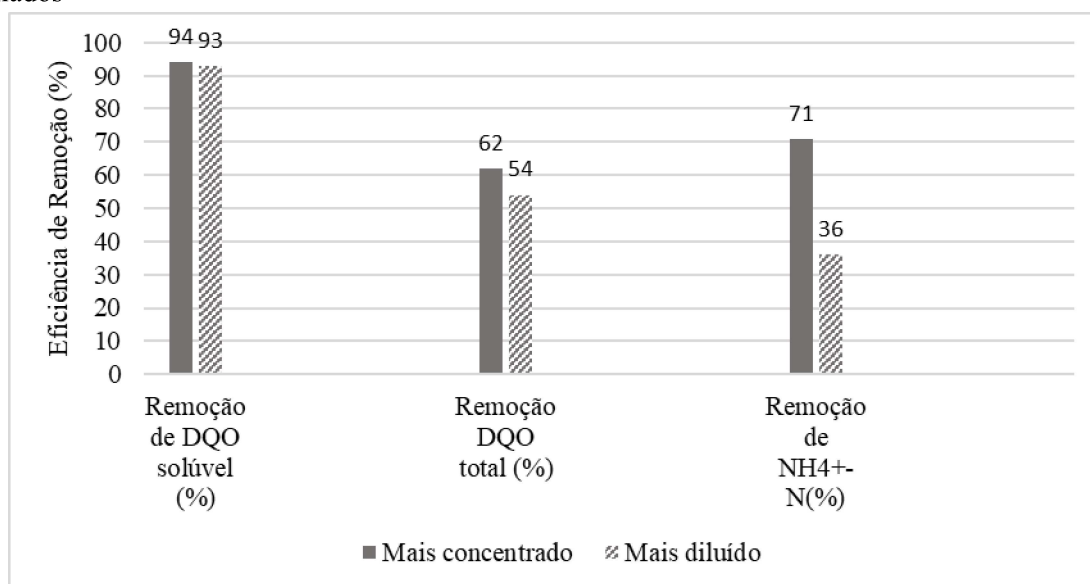
Fonte: Autoral.

Apesar de ser um ponto de incerteza, o presente estudo manteve a escolha da espessura máxima do biofilme de 150 μm para as simulações, visto que: (i) o tamanho médio dos poros da espuma que constitui o Biobob® é maior do que o observado para a espuma empregada no meio suporte do aparato utilizado na validação, o que disponibiliza mais espaço para a retenção de biomassa e desenvolvimento do biofilme; (ii) o biofilme não preenche integralmente o espaço do poro; (iii) essa espessura sugerida ainda poder ser considerada adequada por ser consideravelmente pequena, visto que os biofilmes nitrificantes são relatados como relativamente finos (de 20 a 250 μm de espessura) (Boller *et al.*, 1994; Siegrist and Gujer, 1987). Portanto, cabe ressaltar que o valor para a espessura máxima do biofilme de 150 μm foi inicialmente adotado como um ponto de partida, devendo, portanto, ser verificado experimentalmente em estudos futuros.

6.2.2 Resultados em macro escala (esgoto mais concentrado e esgoto mais diluído)

A Figura 6.5 demonstra a eficiência de remoção de $\text{DQO}_{\text{solúvel}}$, $\text{DQO}_{\text{total}}$ e $\text{NH}_4^+\text{-N}$ no FBP.Biobob® para os cenários avaliados: esgoto mais concentrado e esgoto mais diluído.

Figura 6.5 - Eficiência de remoção de $\text{DQO}_{\text{solúvel}}$, $\text{DQO}_{\text{total}}$ e $\text{NH}_4^+\text{-N}$ em ambos os cenários avaliados



Fonte: Autoral.

Eficiências do filtro para esgoto mais concentrado (Cenário 1): para $\text{DQO}_{\text{solúvel}}$ a eficiência encontrada foi em torno de 94% (Figura 6.5), resultando em uma concentração efluente de $\sim 6 \text{ mg-DQO}_{\text{solúvel}}/\text{L}$. Em termos de $\text{DQO}_{\text{total}}$, a eficiência foi de aproximadamente

62%, com uma concentração efluente de 60 mg-DQO_{total}/L. Já para a remoção de NH₄⁺-N, a eficiência foi de aproximadamente 71% (Figura 6.5), com concentração efluente de 12 mg-N/L.

Esses resultados demonstram que os valores finais de DQO e NH₄⁺-N permaneceram dentro dos limites da DN COPAM-CERH nº 08/2022 (Minas Gerais, 2022), evidenciando que o sistema operando com uma COV de aproximadamente 0,4 kg-DBO/m³_{reator.d} e uma TAS em torno de 17,4 m³/m².d parece ser capaz de garantir concentrações de NH₄⁺-N inferiores a 20 mg/L.

Em consonância com esses resultados, estudo realizado por Ribeiro (2015) avaliou sistema UASB+FBP.Spongepacking em escala piloto sem decantador secundário tratando esgoto típico (mais concentrado). O FBP operou com COV de 0,40 kg-DBO/m³_{reator.d} (0,8 kg-DQO/m³_{reator.d}) e TAS de 11,5 m³/m².d, condições próximas às utilizadas no presente estudo. Foram encontradas as seguintes eficiências de remoção (Ribeiro, 2015): 52% de DQO no FBP.Spongepacking; 37% para NH₄⁺-N no FBP.Spongepacking, obtendo efluente final com concentração mediana de igual a 17 mg/L (faixa de 15 a 19 mg/L). Comparando os resultados, as eficiências de remoção de DQO nos filtros se mostraram próximas (62% estimada no presente estudo; 52% observada por Ribeiro (2015), enquanto houve maior diferença na eficiência de remoção de NH₄⁺-N (71% estimada no presente estudo; 37% observada por Ribeiro (2015)). Um fator que provavelmente influenciou nessa diferença foi a relação volume de espuma/volume de reator que é mais elevada para o meio suporte de Biobob® (~45%) em comparação com o Spongepacking (~40%).

Outro estudo, realizado por Ferreira (2025), avaliou as eficiências de sistema UASB+FBP.Biobob® em escala piloto recebendo esgoto proveniente de coleta de esgoto convencional (mais concentrado). Foram aplicadas no FBP.Biobob® COV e TAS iguais a 0,36 kg-DBO/m³_{reator.d} e 17,4 m³/m².d, respectivamente (similarmente ao considerado no presente estudo). Foi encontrada eficiência mediana de remoção de DQO igual a 68% (Ferreira, 2025), valor muito próximo do encontrado pela modelagem (62%). Ademais, Ferreira (2025) estimou a eficiência de remoção de NH₄⁺-N no FBP, considerando concentração de N-amoniaco de 40 mg-N/L afluente ao filtro (dado estimado, não medido), mesma concentração observada no presente estudo. O autor encontrou eficiência de remoção mediana de 45%, valor distinto ao encontrado nesse estudo (71%; Figura 6.5). Nesse caso, a concentração afluente de N-amoniaco estimada pode ser um fator que aponta para a fragilidade da análise em Ferreira (2025).

Eficiências do filtro no cenário de esgoto mais diluído: Para $DQO_{solúvel}$ a eficiência encontrada foi em torno de 93% (Figura 6.5), resultando em uma concentração efluente de 7 mg- $DQO_{solúvel}$ /L. Em termos de DQO_{total} , a eficiência do filtro foi de aproximadamente 54%, com uma concentração efluente de 60 mg- DQO_{total} /L. Já para NH_4^+-N , a eficiência foi de aproximadamente 36% (Figura 6.5), com concentração efluente de 16 mg- NH_4^+-N /L.

As concentrações efluentes de DQO e NH_4^+-N permaneceram dentro dos limites estabelecidos pela DN COPAM-CERH n° 08/2022 (Minas Gerais, 2022), indicando que o sistema sob as condições simuladas ($COV = 0,4 \text{ kg-DBO}/\text{m}^3_{\text{reator.d}}$, $TAS = 30,7 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ / baixas concentrações de substrato afluente) apresenta potencial para atender às exigências normativas de qualidade do efluente, especialmente no que se refere à concentração de NH_4^+-N inferior a 20 mg/L. Não foram encontrados na literatura estudos que avaliaram FBP com TAS tão elevadas.

Comparação de eficiências entre os dois cenários: No Cenário 1, com esgotos mais concentrados ($COV = 0,4 \text{ kg-DBO}/\text{m}^3_{\text{reator.d}}$; $TAS = 17,4 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$), o sistema apresentou eficiências de remoção de DQO e NH_4^+-N superiores às observadas no Cenário 2, com esgotos mais diluídos ($COV = 0,4 \text{ kg-DBO}/\text{m}^3_{\text{reator.d}}$; $TAS = 30,7 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$). Como resultado, as concentrações efluentes de ambos os parâmetros foram menores nas simulações relativas ao Cenário 1. Esse desempenho é atribuído à menor TAS no Cenário 1 ($TAS = 17,4 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$), que proporciona maior tempo de contato entre o efluente e a biomassa aderida no meio suporte do FBP.Biobob®, favorecendo os processos de degradação da matéria orgânica e nitrificação. Além disso, a maior concentração de substrato no afluente pode permitir uma maior carga removida, pois quando a concentração do substrato limitante é aumentada, a taxa de reação aumenta, vide equação de Monod.

Observa-se uma diferença mais expressiva nas eficiências de remoção de NH_4^+-N entre os cenários avaliados: 71% para o Cenário 1, com esgotos mais concentrados; e 36% para o Cenário 2, com esgotos mais diluído (Figura 6.5). Em contrapartida, as eficiências de remoção da DQO solúvel foram bastante similares nos dois cenários (94% e 93%; Figura 6.5). Esse comportamento indica que, enquanto a remoção da matéria orgânica solúvel é pouco sensível à variação do tempo de percolação, a remoção de nitrogênio amoniacal é mais dependente das condições cinéticas do sistema, sendo influenciada pelo tempo de contato entre o efluente e a biomassa, bem como às concentrações de substratos afluentes.

Contudo, é importante destacar que essa análise está condicionada às premissas adotadas no modelo, que, embora útil para indicar tendências de comportamento do sistema,

ainda constitui uma representação simplificada da realidade operacional. Na ausência de dados experimentais, este estudo tem como principal objetivo apontar tendências gerais de resposta do sistema, fornecendo subsídios para interpretações preliminares e direcionamentos para futuras investigações. Portanto, vale salientar que o presente modelo apresenta pontos de incerteza que podem influenciar os resultados previstos, afastando-os da realidade operacional. Um exemplo é a ausência da representação do desprendimento de biofilme, fenômeno que pode ser intensificado sob maiores taxas de aplicação superficial (TAS), com potencial redução da espessura efetiva do biofilme e, portanto, da atividade nitrificante. Outro ponto crítico é a alcalinidade do afluente, variável que não foi considerada dinamicamente no modelo. Da mesma forma, a taxa de transferência de oxigênio (K_{La}) foi mantida constante entre os cenários, desconsiderando possíveis variações associadas à carga orgânica, atividade microbiana e características hidrodinâmicas do sistema.

Portanto, os resultados devem ser interpretados como tendências indicativas, e não valores absolutos. A inclusão de mecanismos adicionais no modelo, como variações de alcalinidade, K_{La} dependente do cenário, e dinâmica de desprendimento de biomassa, poderia refinar a previsão do desempenho real do sistema. Estudos futuros devem considerar tais aprimoramentos para reduzir as incertezas e aumentar a robustez das simulações.

Em se tratando da produção estimada de lodo no FBP.Biobob®, no cenário de esgotos mais concentrados (Cenário 1), a produção girou em torno de 0,43 kg-SSV/kg-DQO_{sol.rem}, enquanto no cenário de esgotos mais diluídos (Cenário 2), essa produção girou em torno de 0,41 g-SSV/kg-DQO_{sol.rem}. Os valores obtidos foram muito próximos entre si, porém um pouco menor no Cenário 2, justamente em decorrência da menor concentração de DQO afluente ao FBP.Biobob®.

Tais resultados se encontram um pouco acima do que os mencionados em estudos que avaliaram produção de lodo em sistemas UASB+FBP-Biobob operando sem decantador secundário (~0,05-0,36 kg-SSV/kg-DQO_{rem}) (Ribeiro, 2015). Onodera *et al.* (2013) encontraram valor de produção média de lodo de 0,07 kg-SSV/kg-DQO_{rem} avaliando sistema UASB+FBP-Biobob preenchido com o meio suporte DHS (downflow hangig sponge). Em consonância, Okubo *et al.* (2015) encontrou produção de lodo de ~0,03 kg-SSV/kg-DQO_{rem} também avaliando sistema UASB+FBP.DHS. Já Almeida *et al.* (2013) encontraram produção de 0,06-0,20 kg-SSV/kg-DQO_{rem} em FBP-Biobob preenchido com meio suporte *Rotosponge*.

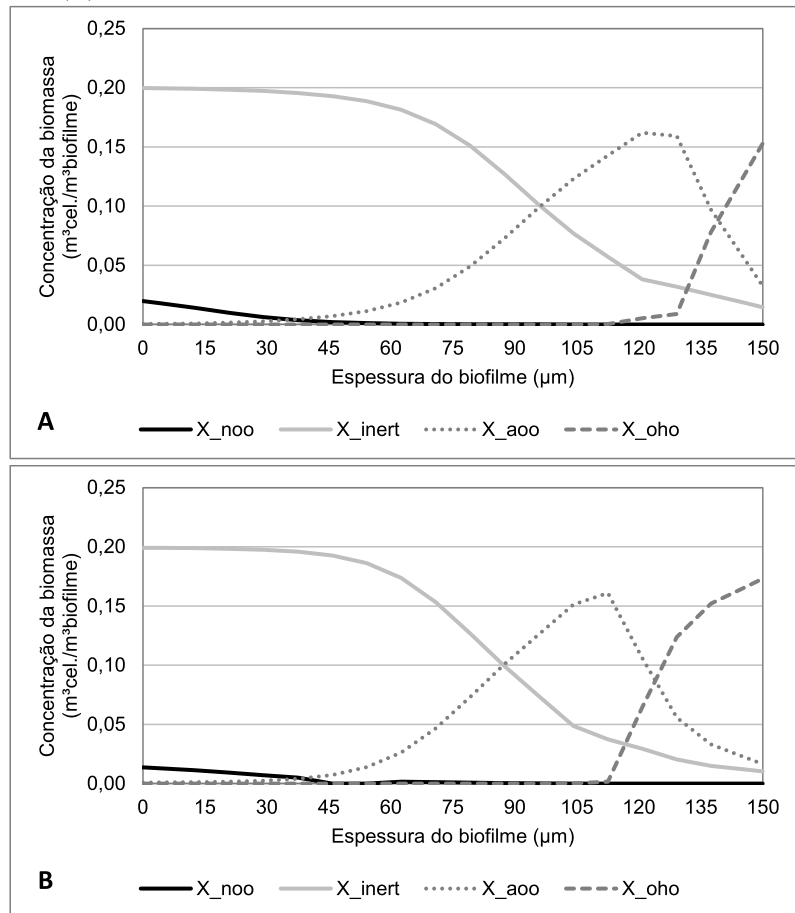
Almeida *et al.* (2023) realizaram simulação para sistemas UASB+FBP.Spongepacking e encontraram valores de produção de lodo entre 0,22 e 0,75 kg-SSV/kg-DQO_{rem} para COV

variando de 0,1 a 0,8 kg-DBO/m³_{reator.d}. Os autores mencionam que, considerando padrões de lançamento menos restritivos, tais resultados ainda indicam um potencial para a operação sem a etapa de decantação secundária. Portanto, tal consideração pode se estender ao presente trabalho, visto que a produção de lodo se encontra dentro da faixa mencionada.

A Figura 6.6 apresenta o perfil de distribuição das diferentes frações de biomassa ao longo da espessura do biofilme no fundo do FBP no 300º dia de simulação para ambos os cenários (Cenário 1, esgotos mais concentrados – Figura 6.7.A; Cenário 2, esgotos mais diluídos – Figura 6.7.B). A escolha do CMBR 4 se justifica pelo fato de que no fundo do reator a concentração de matéria orgânica é menor, visto que boa parte da DQO diretamente biodegradável já foi consumida no topo e meio do filtro. Portanto, as condições ambientais observadas no fundo do reator tendem a ser mais favoráveis ao desenvolvimento de microrganismos nitrificantes.

Comparando os dois cenários simulados, considerando mesmas COV aplicadas (0,4 kg-DBO/m³_{reator.d}), porém uma TAS praticamente o dobro da outra (TAS = 17,4 m³/m².d no Cenário 1; TAS = 30,7 m³/m².d no Cenário 2), percebe-se que a biomassa se estabelece em ambos os casos, e a organização dos microrganismos no último compartimento mostrou-se bastante semelhante, inclusive em termos de frações volumétricas, independentemente da variação da TAS. Isso sugere que a COV norteou esse arranjo estrutural dentro do biofilme, visto que foi a mesma aplicada nos dois cenários avaliados. No entanto, as diferentes TAS consideradas entre os cenários pareceram impactar diretamente o desempenho de remoção de nitrogênio amoniacal, uma vez que diferentes tempos de percolação (tempo de contato entre substrato e biofilme) alteram a cinética das reações associadas. Novamente, vale ressaltar que essa análise é válida à luz das premissas simplificadoras adotadas pelo modelo. A inclusão de outros fenômenos, à exemplo da variação das taxas de desprendimento do biofilme, poderia alterar os resultados e revelar dinâmicas distintas de desenvolvimento microbiano. Reforça-se, portanto, a necessidade de estudos futuros que explorem uma modelagem mais abrangente e realista do sistema.

Figura 6.6 - Frações de biomassa ao longo da espessura do biofilme para esgoto mais concentrado (A) e esgoto mais diluído (B).



X_{noo} : organismos oxidadores de nitrito; X_{inert} : biomassa inerte; X_{aoo} : organismos oxidadores de amônia; X_{oho} : organismos heterotróficos ordinários.

Fonte: Autoral.

7 CONCLUSÃO

Os resultados permitiram responder às hipóteses propostas neste estudo:

1. Aplicabilidade do modelo mecanístico unidimensional (1D):
O modelo proposto apresentou bom ajuste aos dados experimentais disponíveis, demonstrando capacidade preditiva satisfatória para as variáveis avaliadas (remoção de $\text{NH}_4^+\text{-N}$, DQO e produção de lodo). Apesar das premissas adotadas o modelo mostrou-se útil para identificar tendências de comportamento do sistema, cumprindo, portanto, seu papel como ferramenta de apoio à análise e à otimização de FBP's acoplados a reatores UASB.
2. Associação entre efluente diluído e TAS elevada para atender ao padrão de $\text{NH}_4^+\text{-N}$:
Os resultados indicaram que, mesmo em condições de maior diluição do afluente e aplicação superficial mais elevada, a remoção de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ no FBP permaneceu superior a 36%, com concentração final inferior a 20 mg $\text{NH}_4^+\text{-N/L}$, atendendo ao padrão estabelecido pela DN COPAM-CERH nº 08/2022 para lançamento de efluentes. Esse desempenho foi atribuído à manutenção da COV entre os cenários e à adequação da biomassa microbiana ao perfil de substrato aplicado, mesmo sob menor tempo de percolação. A análise em microescala reforça que a organização microbiana no biofilme não foi consideravelmente influenciada principalmente pela carga aplicada, e não pela variação da TAS. Entretanto, vale destacar que o modelo assume uma série de premissas (item 5.1.1) que o tornam mais simplificado, podendo haver outros parâmetros nele não contemplados que também poderiam justificar ou alterar os resultados obtidos.

Outras conclusões complementares incluem:

- A análise de sensibilidade revelou que a espessura do biofilme exerce influência sobre a remoção de $\text{NH}_4^+\text{-N}$, apontando a necessidade de sua verificação experimental para a calibração mais precisa do modelo.
- As eficiências de remoção de DQO solúvel foram elevadas e similares entre os cenários de esgoto diluído e concentrado (93–94%, respectivamente), enquanto a DQO total foi mais impactada pela diluição, com eficiência reduzida de 62% para 54%. Em termos de remoção de nitrogênio amoniacal, o cenário de esgoto mais concentrado apresentou melhor eficiência que o de esgoto mais diluído (71% e 36%, respectivamente).

- A produção de lodo variou pouco entre os cenários mais diluído e mais concentrado (0,41 a 0,43 kg SSV/kg DQO_{sol.rem}, respectivamente), reforçando o potencial de operação do sistema sem a necessidade de decantador secundário, em condições normativas menos restritivas.
- Os resultados deste estudo devem ser interpretados apenas como tendências, e não se constituem como uma análise baseada em valores absolutos. Estudos subsequentes devem considerar aprimoramentos provenientes de dados experimentais, visando reduzir incertezas e ampliar a robustez das simulações.

8 REFERÊNCIAS

- AKINNAWO, Solomon Oluwaseun. Eutrophication: causes, consequences, physical, chemical and biological techniques for mitigation strategies. **Environmental Challenges**, [S.L.], v. 12, p. 100733, ago. 2023. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.envc.2023.100733>.
- ALMEIDA, P G S *et al.* Performance of plastic- and sponge-based trickling filters treating effluents from an UASB reactor. **Water Science & Technology**: IWA Publishing, [S.I.], p. 1034-1042, 2013.
- ALMEIDA, P. G. S. de et al. Development of compact UASB/trickling filter systems for treating domestic wastewater in small communities in Brazil. **Water Science And Technology**, [S.L.], v. 59, n. 7, p. 1431-1439, 1 abr. 2009. IWA Publishing. <http://dx.doi.org/10.2166/wst.2009.094>.
- ALMEIDA, P. G. S. de; CHERNICHARO, C. A. L.; SOUZA, C. L. Development of compact UASB/trickling filter systems for treating domestic wastewater in small communities in Brazil. **Water Science And Technology**, [S.L.], v. 59, n. 7, p. 1431-1439, 1 abr. 2009. IWA Publishing.
- ALMEIDA, Paulo Gustavo Sertório de *et al.* Produção de lodo por FBP preenchido com espuma de poliuretano aplicado no pós-tratamento de efluentes anaeróbios: um estudo de modelagem matemática. In: 32º CONGRESSO DA ABES, 32., 2023, Belo Horizonte. Artigo. Belo Horizonte: Abes, 2023. p. 1-8. Disponível em: https://cbesa.sigotech.online/storage/trabalhos/arquivos/completo/1510_tema_ii.pdf. Acesso em: 22 nov. 2023.
- ALMEIDA, Paulo Gustavo Sertório de *et al.* Technical Note 8 - Applicability of support medium based of polyurethane foam for systems used to post-treatment of anaerobic effluents. **Cadernos Técnicos Engenharia Sanitária e Ambiental**, [S.L.], v. 2, n. 3, p. 99-110, 2022. Zeppelini Editorial e Comunicacao. <http://dx.doi.org/10.5327/276455760203008>.
- ALMEIDA, Paulo Gustavo Sertório de. Efeito de diferentes tipos de meio suporte no desempenho de filtros biológicos percoladores aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores uasb, com ênfase na nitrificação. 2007. 156 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2007.
- ALMEIDA, Paulo Gustavo Sertório de. **Remoção de matéria orgânica e nitrogênio em filtros biológicos percoladores aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores UASB**. 2012. 204 f. Tese (Doutorado) - Curso de Programa de Pós-Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, UFMG, Belo Horizonte, 2012.
- ALMEIDA, Paulo Gustavo Sertório de; OLIVEIRA, Sílvia Corrêa; CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos. Operação de filtros biológicos percoladores pós-reatores UASB sem a etapa de decantação secundária. **Engenharia Sanitaria e Ambiental**, [S.L.], v. 16, n. 3, p. 271-280, set. 2011. FapUNIFESP (SciELO). <http://dx.doi.org/10.1590/s1413-41522011000300010>.

- ALMOMANI, Fares et al. Optimizing nutrient removal of moving bed biofilm reactor process using response surface methodology. **Bioresource Technology**, [S.L.], v. 305, p. 123059, jun. 2020. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2020.123059>.
- ANA - AGÊNCIA NACIONAL DE ÁGUAS. **Atlas esgotos**: atualização da base de dados de estações de tratamento de esgotos no Brasil. Brasília, 2020. Disponível em: <https://www.snirh.gov.br/portal/centrais-de-conteudos/central-de-publicacoes/encarteatlasesgotos_etes.pdf/view>. Acesso em: 19 ago. 2024.
- AQUINO, Sergio F. *et al.* Quantification of the Inert Chemical Oxygen Demand of Raw Wastewater and Evaluation of Soluble Microbial Product Production in Demo-Scale Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors under Different Operational Conditions. **Water Environment Research**, [S.L.], v. 81, n. 6, p. 608-616, jun. 2009. Wiley. <http://dx.doi.org/10.2175/106143008x370386>.
- ARMBRUSTER, Catherine R. et al. **New insight into the early stages of biofilm formation**. Proceedings Of The National Academy Of Sciences, [S.L.], v. 115, n. 17, p. 4317-4319, 9 abr. 2018. Proceedings of the National Academy of Sciences. <http://dx.doi.org/10.1073/pnas.1804084115>.
- Bae, W. and Rittmann, B. E. (1996). Responses of intracellular cofactors to single and dual limitations. **Biotechnology, Bioengr.**, 49, 690-699.
- BOLLER, M.; GUJER, W.; TSCHUI, M. Parameters affecting nitrifying biofilm reactors. **Water Science and Technology**, v. 29, p. 1-11, 1994. Disponível em: <https://doi.org/10.2166/wst.1994.0739>.
- BOLTZ, J. P. *et al.* Systematic evaluation of biofilm models for engineering practice: components and critical assumptions. **Water Science And Technology**, [S.L.], v. 64, n. 4, p. 930-944, 1 ago. 2011. IWA Publishing. <http://dx.doi.org/10.2166/wst.2011.709>.
- BOLTZ, J. P.; MORGENROTH, E.; SEN, D.. Mathematical modelling of biofilms and biofilm reactors for engineering design. **Water Science And Technology**, [S.L.], v. 62, n. 8, p. 1821-1836, 1 ago. 2010. IWA Publishing. <http://dx.doi.org/10.2166/wst.2010.076>.
- BRASIL. Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). *Resolução nº 357, de 17 de março de 2005*. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes. **Diário Oficial da União**, Brasília, DF, 18 mar. 2005. Disponível em: https://www.icmbio.gov.br/cecav/images/stories/legislacao/Resolucao_Conama_357.pdf f. Acesso em: 12 set. 2024.
- BRASIL. Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). *Resolução nº 430, de 13 de maio de 2011*. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes e complementa a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005. **Diário Oficial da União**, Brasília, DF, 16 maio 2011. Disponível em: https://www.icmbio.gov.br/cecav/images/stories/legislacao/Resolucao_Conama_430.pdf f. Acesso em: 12 set. 2024.
- BRASIL. Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). **Resolução nº 397, de 3 de abril de 2008**. Altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, que dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem

como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes. **Diário Oficial da União**: seção 1, Brasília, DF, 7 abr. 2008.

BRASIL. *Decreto nº 24.643, de 10 de julho de 1934*. Aprova o Código de Águas. **Diário Oficial da União**, Brasília, DF, 10 jul. 1934. Disponível em: https://www.planalto.gov.br/ccivil_03/decreto/D24643.htm. Acesso em: 12 set. 2024.

BRASIL. Lei nº 14.026, de 15 de julho de 2020. Atualiza o marco legal do saneamento básico. **Diário Oficial da União**: seção 1, Brasília, DF, 16 jul. 2020. Disponível em: https://www.planalto.gov.br/ccivil_03/_ato2019-2022/2020/lei/L14026.htm. Acesso em: 27 fev. 2025

BRASIL. *Lei nº 6.938, de 31 de agosto de 1981*. Dispõe sobre a Política Nacional do Meio Ambiente, seus fins e mecanismos de formulação e aplicação, e dá outras providências. **Diário Oficial da União**, Brasília, DF, 02 set. 1981. Disponível em: http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/leis/l6938.htm. Acesso em: 12 set. 2024.

BRASIL. *Lei nº 9.433, de 08 de janeiro de 1997*. Institui a Política Nacional de Recursos Hídricos e cria o Sistema Nacional de Gerenciamento de Recursos Hídricos. **Diário Oficial da União**, Brasília, DF, 09 jan. 1997. Disponível em: http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/leis/l9433.htm. Acesso em: 12 set. 2024.

BRUM, Marília de Marco; WARTCHOW, Dieter. **Estudo de sistemas unitários como alternativa transitória para coleta de esgoto**. In: **Rede de saneamento e abastecimento de água**. Congresso Internacional RESAG, 3., 2017, Belo Horizonte. Anais [...]. São Paulo: RESAG, [2017].

CHERNICHARO, C. A. L. **Anaerobic reactors: biological wastewater treatment series**. 1. ed. London: IWA Publishing, 2007. v. 4.

CHERNICHARO, C.A.L.; GONÇALVES, R.F.. Trickling filters. In: VON SPERLING, Marcos. **Activated Sludge and Aerobic Biofilm Reactors**. London: Iwa Publishing, 2007. p. 271-287.

CHERNICHARO, C.A.L.; NASCIMENTO, M.C.P. Feasibility of a pilot-scale UASB/trickling filter system for domestic sewage treatment. **Water Science And Technology**, [S.L.], v. 44, n. 4, p. 221-228, 1 ago. 2001. IWA Publishing.

CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos. **Reatores Anaeróbios**. 2. ed. UFMG, 2016. 5 v.

Conselho Estadual de Política Ambiental (COPAM). **Norma COPAM nº 08, de 2022**. Estabelece critérios e padrões para controle ambiental no estado de Minas Gerais. Belo Horizonte: COPAM, 2022.

CORDERO, Maria Fernanda Espinosa. **Avaliação do desempenho e da influência das condições ambientais e operacionais de lagoas de estabilização, com base em um banco de dados internacionais**. 2016. 171 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2016.

CORRÊA, W. C. et al. **Avaliação de desempenho de um filtro biológico percolador de baixa taxa, em escala plena, como pós tratamento de reator anaeróbio visando a**

- nitrificação do efluente.** in: xxiii simpósio brasileiro de recursos hídricos, 2019, Foz do Iguaçu. Anais [...]. Porto Alegre: ABRHidro, 2019.
- CRUZ, Luana Mattos de Oliveira et al. **Methods influence in surface area result from polyurethane used as support media.** ACS Omega, [s.l.], v. 9, n. 13, p. 14766-14770, 22 mar. 2024. American Chemical Society (ACS). Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1021/acsomega.3c06098>.
- DACEWICZ, Ewa; LENART-BOROŃ, Anna. Waste Polyurethane Foams as Biomass Carriers in the Treatment Process of Domestic Sewage with Increased Ammonium Nitrogen Content. **Materials**, [S.L.], v. 16, n. 2, p. 619, 9 jan. 2023. MDPI AG. <http://dx.doi.org/10.3390/ma16020619>.
- DUARTE, Tammy Salgado *et al.* Caracterização de espuma utilizada como meio suporte em um filtro biológico percolador - anammox. In: Congresso brasileiro de engenharia sanitária e ambiental, 30., 2019, [S.I.]. **Artigo**. [S.I.]: Abes, 2019. p. 1-7. Disponível em: https://abes-dn.org.br/anais eletronicos/45_Download/Trabalhos Completos PDF/II-129.pdf. Acesso em: 23 set. 2024.
- FERREIRA, Pedro Barroso. **Filtro Biológico Percolador com meio suporte de espuma como pós-tratamento de Reator UASB:** perspectivas para remoção de nitrogênio amoniacal. 2025. 19 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Ambiental e Sanitária, Universidade Federal de Juiz de Fora, Juiz de Fora, 2025.
- FERREIRA, Pedro Barroso. **Filtro Biológico Percolador com meio suporte de espuma como pós-tratamento de Reator UASB:** perspectivas para remoção de nitrogênio amoniacal. 2025. 12 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Ambiental e Sanitária, Universidade Federal de Juiz de Fora, Juiz de Fora, 2025.
- FLEMMING, Hans-Curt *et al.* Biofilms: an emergent form of bacterial life. **Nature Reviews Microbiology**, [S.L.], v. 14, n. 9, p. 563-575, 11 ago. 2016. Springer Science and Business Media LLC. <http://dx.doi.org/10.1038/nrmicro.2016.94>.
- FLEMMING, Hans-Curt; WINGENDER, Jost. The biofilm matrix. **Nature Reviews Microbiology**, [S.L.], v. 8, n. 9, p. 623-633, 2 ago. 2010. Springer Science and Business Media LLC. <http://dx.doi.org/10.1038/nrmicro2415>.
- GOMES, André G.. Filtros Biológicos Percoladores. Revista Tae: especializada em tratamento de água & efluentes, Santo André, v. 14, n. 3, p. 1-15, set. 2013.
- GONÇALVES, Ricardo Franci; CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos; ANDRADE NETO, Cícero Onofre de; et al. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme. In: Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Belo Horizonte: FINEP; 2001. Cap. 4. p. 1-82.
- GUISASOLA, A.; PETZET, S.; BAEZA, J. A.; CARRERA, J.; LAFUENTE, J. Inorganic carbon limitations on nitrification: Experimental assessment and modelling. **Water Research**, [S.l.], v. 41, n. 2, p. 277-286, 2007. DOI: 10.1016/j.watres.2006.10.030.
- GUISASOLA, Albert; PETZET, Sebastian; BAEZA, Juan A.; CARRERA, Julián; LAFUENTE, Javier. **Inorganic carbon limitations on nitrification: experimental**

- assessment and modelling.** Water Research, [s.l.], v. 41, n. 2, p. 277-286, jan. 2007. Elsevier BV. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2006.10.030>.
- HENZE, M., Grady, C.P.L., Gujer, W., Marais, G.v.R., Matsuo, T., **Activated Sludge Model No. 1**, 1987, IAWPRC Task Group on Mathematical Modeling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment.
- HENZE, M.; GUJER, W.; MINO, T.; VAN LOOSEDRECHT, M. **Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3**. London: IWA Publishing, 2006. Disponível em: <https://doi.org/10.2166/9781780402369>.
- HENZE, Mogens *et al.* **Biological Wastewater Treatment: principles, modeling and design**. Londres: IWA Publishing, 2008.
- HUBAUX, Nathalie; WELLS, George F; MORGENROTH, Eberhard. Impact of coexistence of flocs and biofilm on performance of combined nitrification-anammox granular sludge reactors. **Water Research**, [S.I.], 68, p. 127-139, 05 out. 2015.
- INSTITUTO TRATA BRASIL. **Saneamento em áreas irregulares nas grandes cidades brasileiras**. São Paulo: Instituto Trata Brasil, 2022. Disponível em: <https://tratabrasil.org.br/wp-content/uploads/2022/09/book-areas-irregulares.pdf>. Acesso em: 28/02/2025.
- JORDÃO, E.P e PESSÔA, C.A. **Tratamento de Esgotos Domésticos**. 7ª ed. Rio de Janeiro: ABES, 2014. 1087 p.
- JORDÃO, Eduardo Pacheco; PESSOA, Constantino Arruda. **Tratamento de esgotos domésticos**. 6. ed. Rio de Janeiro: Abes, 2011.
- KANWAR, Rana Muhammad Asif; KHAN, Zahid Mahmood; FARID, Hafiz Umar. Fate of biofilm activity in cascade aerating trickling filter for wastewater treatment: comparison of two types of indigenous support media. **Biochemical Engineering Journal**, [S.L.], v. 194, p. 108875, maio 2023. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.bej.2023.108875>.
- KIRISHIMA, Yoshihiko *et al.* Restart performance of prolonged stopped down-flow hanging sponge reactor for treating of low-strength domestic sewage. **Journal Of Environmental Chemical Engineering**, [S.L.], v. 12, n. 3, p. 112802, jun. 2024. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jece.2024.112802>.
- LEGNER, Carla. Filtro Biológico Percolador: Uma opção atraente no tratamento de esgoto. **Revista Tae: especializada em tratamento de água & efluentes**, Santo André, v. 11, n. 61, jul. 2021. Disponível em: <https://www.revistatae.com.br/Artigo/706/filtro-biologico-percolador-uma-opcao-atraente-no-tratamento-de-esgoto>. Acesso em: 18 nov. 2024
- LIN, Pinyi *et al.* Recent Advances in Biofiltration for PPCP Removal from Water. **Water**, [S.L.], v. 16, n. 13, p. 1888, 1 jul. 2024. MDPI AG. <http://dx.doi.org/10.3390/w16131888>.
- LOPES, Ana Cristina Rodrigues; KUSTERKO, Sheila Karoline; VOLSCHAN JUNIOR, Isaac. Captações de esgotos sanitários em tempo seco em galerias de águas pluviais: proposta de discussão sobre critérios e parâmetros de dimensionamento. **Revista Dae**, [S.L.], v.

71, n. 239, p. 188-204, 20 dez. 2022. Revista DAE. <http://dx.doi.org/10.36659/dae.2023.014>.

MACHDAR, I. *et al.* A novel and cost-effective sewage treatment system consisting of UASB pre-treatment and aerobic post-treatment units for developing countries. **Water Science And Technology**, [S.L.], v. 36, n. 12, p. 189-197, 1997. IWA Publishing. [http://dx.doi.org/10.1016/s0273-1223\(97\)00739-7](http://dx.doi.org/10.1016/s0273-1223(97)00739-7).

MAHMOUD, M.; TAWFIK, A.; EL-GOHARY, F. Use of down-flow hanging sponge (DHS) reactor as a promising post-treatment system for municipal wastewater. **Chemical Engineering Journal**, [S.L.], v. 168, n. 2, p. 535–543, 2011. DOI: 10.1016/j.cej.2011.01.019.

METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: treatment, and reuse**. New York: Metcalf & Eddy, Inc., 4 th. Ed., 2003, 1819p.

METCALF, L.; EDDY, H. **Wastewater engineering: treatment and resource recovery**. 5th ed. New York: McGraw-Hill, 2014.

MIKI, Marcelo Kenji *et al.* **Tratamento Biológico de Esgoto: princípios, modelagem e projeto**. 2. ed. [S.I.]: Iwa Publishing, 2022. 973 p.

MISSAGIA, Beatriz. **Estudo das comunidades bacterianas em Filtros Biológicos Percoladores utilizados para o pós-tratamento de efluentes de um reator UASB**. 2010. 113 f. Tese (Doutorado) - Curso de Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2010.

MOON, Cheulhyun; LEE, Eun Yeol; PARK, Sunghoon. Biodegradation of gas-phase styrene in a high-performance biotrickling filter using porous polyurethane foam as a packing medium. **Biotechnology And Bioprocess Engineering**, [S.L.], v. 15, n. 3, p. 512-519, jun. 2010. Springer Science and Business Media LLC. <http://dx.doi.org/10.1007/s12257-009-3014-3>.

MOZUMDER, Md. Salatul Islam *et al.* Effect of heterotrophic growth on autotrophic nitrogen removal in a granular sludge reactor. **Environmental Technology**, [S.L.], v. 35, n. 8, p. 1027–1037, 2014. DOI: 10.1080/09593330.2013.859711.

NASCIMENTO, Mauro César Pinto. **Filtro Biológico Percolador de Pequena Altura de meio suporte aplicado ao pós-tratamento de efluente de reator UASB**. 2001. 168 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Programa de Pós-Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, UFMG, Belo Horizonte, 2001.

NAVES, P.; PRADO, G.; HUELVES, L.; GRACIA, M.; RUIZ, V.; BLANCO, J.; DAHBI, G; BLANCO, M.; PONTE, M. C.; SORIANO, F. Correlacion between virulence factors and in vitro biofilm formation by *Escherichia coli* strains. **Microbial Pathogenesis**, v. 45, p. 86-91, 2008.

NETO, Henrique Martins. **Filtros biológico percolador**. 2011. Disponível em: <https://www.revistatae.com.br/Artigo/401/filtros-biologico-percolador>. Acesso em: 23 set. 2024.

- NOCKO, Lissa Maria. **Remoção de carbono e nitrogênio em reator de leito móvel submetido à aeração intermitente**. 2008. 118 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos da USP, São Carlos, SP, 2008.
- OKUBO, Tsutomu *et al.* On-site evaluation of the performance of a full-scale down-flow hanging sponge reactor as a post-treatment process of an up-flow anaerobic sludge blanket reactor for treating sewage in India. **Bioresource Technology**, [S.L.], v. 194, p. 156-164, out. 2015. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2015.07.015>.
- OLIVEIRA, Gessica Menezes de. **AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DOS DAFAs DA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS ERQ-SUL, EM ARACAJU-SE**. 2019. 67 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Sergipe, Centro de Ciências Exatas e Tecnologia, Departamento de Engenharia Ambiental, São Cristóvão, 2019.
- OLIVEIRA, S.M.A.C, SOUKI, M.I.O., VON SPERLING, M. (2005). Características dos esgotos afluentes a 206 estações de tratamento de esgoto em operação no país. In: **Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária Ambiental**, 23, Campo Grande/MS, 18-23 set. 2005. Anais eletrônicos.
- OLIVEIRA, Sílvia M. A. Corrêa; VON SPERLING, Marcos. Avaliação de 166 ETEs em operação no país, compreendendo diversas tecnologias. Parte 1: análise de desempenho. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, [S.L.], v. 10, n. 4, p. 347-357, dez. 2005. FapUNIFESP (SciELO).
- OLIVEIRA, Sílvia Maria Alves Corrêa. **Análise de desempenho e confiabilidade de estações de tratamento de esgotos**. 2006. 232 f. Tese (Doutorado) - Curso de Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2006.
- ONODERA, Takashi *et al.* Characterization of the retained sludge in a down-flow hanging sponge (DHS) reactor with emphasis on its low excess sludge production. **Bioresource Technology**, [S.L.], v. 136, p. 169-175, maio 2013. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2013.02.096>.
- ONODERA, Takashi *et al.* Evaluation of microbial community succession and trophic transfer using microscopic, molecular and stable isotope ratio analysis in a sponge-based sewage treatment system. **Biochemical Engineering Journal**, [S.L.], v. 171, p. 108002, jul. 2021. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.bej.2021.108002>.
- PEREIRA, Luiz Firmino Martins; COSTA, Luciana de Andrade; CAPODEFERRO, Morganna. **Como acelerar o acesso ao saneamento**. **Revista Conjuntura Econômica**, Rio de Janeiro, v. 76, n. 9, p. 42-43, set. 2022. Disponível em: <https://www18.fgv.br/mailling/2022/conjuntura-economica/09-setembro/revista/9310479/42/>. Acesso em: 21/02/2025.
- PICIOREANU, C.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; HEIJNEN, J.J.. Modelling the effect of oxygen concentration on nitrite accumulation in a biofilm airlift suspension reactor. **Water Science And Technology**, [S.L.], v. 36, n. 1, p. 147-156, 1997. IWA Publishing. [http://dx.doi.org/10.1016/s0273-1223\(97\)00347-8](http://dx.doi.org/10.1016/s0273-1223(97)00347-8).

- REICHERT, P. **AQUASIM 2.0 – User Manual**. Dübendorf: Swiss Federal Institute for Environmental Science and Technology (EAWAG), 1998.
- RIBEIRO, José Cláudio Junqueira. **Parecer - Assunto – Modificações no Inciso II § IV e na Tabela X – Art. 34 da Resolução CONAMA nº 357/05**. Disponível em: https://conama.mma.gov.br/index.php?option=com_sisconama&task=documento.download&id=16144. Acesso em: 12 set. 2024.
- RIBEIRO, T. et al. Trickling filters following anaerobic sewage treatment: state of the art and perspectives. **Environmental Science: Water Research & Technology**, [S.L.], v. 4, n. 11, p. 1721-1738, 2018. Royal Society of Chemistry (RSC). <http://dx.doi.org/10.1039/c8ew00330k>.
- RIBEIRO, T. *et al.* Inorganic carbon limitation during nitrogen conversions in sponge-bed trickling filters for mainstream treatment of anaerobic effluent. **Water Research**, [S.L.], v. 201, p. 117337, ago. 2021. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2021.117337>.
- RIBEIRO, T. et al. Trickling filters following anaerobic sewage treatment: state of the art and perspectives. **Environmental Science: Water Research & Technology**, [S.L.], v. 4, n. 11, p. 1721-1738, 2018. Royal Society of Chemistry (RSC). <http://dx.doi.org/10.1039/c8ew00330k>.
- RIBEIRO, T.; ALMEIDA, P.G.s.; CHERNICHARO, C.A.L.; VOLCKE, E.I.P.. Inorganic carbon limitation during nitrogen conversions in sponge-bed trickling filters for mainstream treatment of anaerobic effluent. **Water Research**, [S.L.], v. 201, p. 117337, ago. 2021. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2021.117337>.
- RIBEIRO, Thiago Bressani *et al.* Potential of resource recovery in UASB/trickling filter systems treating domestic sewage in developing countries. **Water Science and Technology**, [S.L.], v. 75, n. 7, p. 1659-1666, 23 jan. 2017a. IWA Publishing. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.2166/wst.2017.038>.
- RIBEIRO, Thiago Bressani *et al.* Technological improvements in compact UASB/SBTF systems for decentralized sewage treatment in developing countries. **Desalination and Water Treatment**, [S.L.], v. 91, p. 112-120, out. 2017b. Elsevier BV. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.5004/dwt.2017.21611>
- RIBEIRO, Thiago Bressani. **Sistema UASB/FBP submetido a hidrograma típico de vazão: avaliação do uso de meio suporte baseado em espuma de poliuretano e operação sem decantadores secundários**. 2015. 157 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2015.
- RIBEIRO, Thiago Bressani. **Sponge-bed trickling filters for nitrogen removal from anaerobically treated sewage: mechanistic insights and practical experiences**. 2022. 215 f. Tese (Doutorado) - Curso de Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2022.
- RITTMANN, B.; McCARTY, P. **Environmental biotechnology: principles and applications**. New York: McGraw-Hill International Editions, 2001. 754 p.

- RITTMANN, Bruce E.; MCCARTY, Perry L.. **Environmental Biotechnology**: principles and applications. 2. ed. [S.L.]: McGraw-Hill Education, 2020. 842 p.
- SAINI, Sonia et al. Biofilm-mediated wastewater treatment: a comprehensive review. **Materials Advances**, [S.L.], v. 4, n. 6, p. 1415-1443, 2023. Royal Society of
- SALIBA, P. D. **Avaliação do desempenho de sistema de tratamento de esgoto sanitário composto de reator UASB seguido de lodo ativado: estudo de caso da ETE Betim Central-MG**. 2016. 143 f. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2016.
- SANTANA, Janete Firmina de. **Bbiofilmes bacterianos e sua composição: uma revisão de literatura**. 2016. 82 f. TCC (Graduação) - Curso de Ciências Biológicas, Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2016
- SANTOS, Lucio Vinícius Aragão *et al.* Avaliação de desempenho do reator UASB no tratamento do efluente da Universidade Federal de Sergipe. **Revista DAE**, [S.L.], v. 68, n. 227, p. 221-234, 21 out. 2020. Revista DAE. <http://dx.doi.org/10.36659/dae.2020.092>.
- SAUER, Karin; STOODLEY, Paul; GOERES, Darla M.; HALL-STOODLEY, Luanne; BURMØLLE, Mette; STEWART, Philip S.; BJARNSHOLT, Thomas. The biofilm life cycle: expanding the conceptual model of biofilm formation. **Nature Reviews Microbiology**, [S.L.], v. 20, n. 10, p. 608-620, 3 ago. 2022. Springer Science and Business Media LLC. <http://dx.doi.org/10.1038/s41579-022-00767-0>.
- SEIDL, M.; VIEIRA, P. C.; NASCIMENTO, N.; VON SPERLING, M. **Instream treatment facility for creek revitalization, Belo Horizonte (Brazil) – setup and pollutant load**. In: International conference on urban drainage, 11., 2008, Edinburgh. Anais [...]. Edinburgh: EICC, 2008.
- SIEGRIST, H.; GUJER, W. Demonstration of mass transfer and pH effects in a nitrifying biofilm. **Water Research**, v. 21, p. 1481–1487, 1987. Disponível em: [https://doi.org/10.1016/0043-1354\(87\)90131-X](https://doi.org/10.1016/0043-1354(87)90131-X).
- SILVA, Luís Fernando de Moraes. **Desempenho de estações de tratamento de esgoto e impactos de seus efluentes em corpos de água receptores em Minas Gerais**. 2020. 244 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Programa de Pós-Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2020.
- SILVA, S. R.; AGUIAR, M. M.; MENDONÇA, A. S. F. **Correlação entre DBO e DQO em esgotos domésticos para a região da Grande Vitória – ES - Brasil**. In: Ccongresso da água, 5., 2000, Lisboa. Anais [...]. Lisboa: Associação Portuguesa dos Recursos Hídricos, 2000.
- SIMÕES, Lúcia Chaves *et al.* Contribution to Understanding the Mechanisms Involved in Biofilm Formation, Tolerance and Control. **International Journal Of Molecular Sciences**, [S.L.], v. 24, n. 11, p. 9475, 30 maio 2023. MDPI AG. <http://dx.doi.org/10.3390/ijms24119475>.
- SNIS. Esgotamento Sanitário. 2023. Disponível em: <https://www.gov.br/cidades/pt-br/acesso-a-informacao/acoes-e-programas/saneamento/snis/painel/es>. Acesso em: 19 ago. 2024.

- SOBRINHO, Alexandre Carlos Guimarães; BORDALO, Carlos Alexandre Leão; SOARES, Daniel Araújo Sombra. Cidades sustentáveis para a água: as políticas públicas de retificação e saneamento do canal da Providência, em Belém (Pará-Brasil). **Research, Society and Development**, v. 11, n. 12, e45111234294, 2022. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.33448/rsd-v11i12.34294>.
- TANDUKAR, M. et al. Combining UASB and the “fourth generation” down-flow hanging sponge reactor for municipal wastewater treatment. **Water Science And Technology**, [S.L.], v. 53, n. 3, p. 209-218, 1 fev. 2006. IWA Publishing. <http://dx.doi.org/10.2166/wst.2006.095>.
- TANDUKAR, M.; OHASHI, A.; HARADA, H. Performance comparison of a pilot-scale UASB–DHS system and activated sludge process for the treatment of municipal wastewater. **Water Science and Technology**, [S.L.], v. 55, n. 7, p. 181–187, 2007. DOI: 10.2166/wst.2007.318.
- TANDUKAR, M.; UEMURA, S.; MACHDAR, I.; OHASHI, A.; HARADA, H.. A low-cost municipal sewage treatment system with a combination of UASB and the “fourth-generation” downflow hanging sponge reactors. **Water Science And Technology**, [S.L.], v. 52, n. 1-2, p. 323-329, 1 jul. 2005. IWA Publishing. <http://dx.doi.org/10.2166/wst.2005.0534>.
- TAWFIK, A.; OHASHI, A.; HARADA, H. Effect of sponge volume on the performance of down-flow hanging sponge system treating UASB reactor effluent. **Water Science and Technology**, London, v. 58, n. 1, p. 185–194, 2010.
- VALLE, Jéssica Pires. **Análise da formação de biofilmes bacterianos em carvão ativado do endocarpo de orbignya phalerata (babaçu) impregnado com prata**. 2017. 61 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Ciências Aplicadas A Produtos Para Saúde, Universidade Estadual de Goiás, Anápolis, 2017.
- VAN LIER, Jules B. *et al.* Anaerobic Sewage Treatment using UASB Reactors: engineering and operational aspects. **Environmental Anaerobic Technology**, [S.L.], p. 59-89, out. 2010. IMPERIAL COLLEGE PRESS.
- VERAS, Shyrlane Torres Soares *et al.* Nota Técnica 1 — Caracterização qualitativa do esgoto bruto. **Cadernos Técnicos Engenharia Sanitária e Ambiental**, [S.I.], v. 3, n. 4, p. 3-14, 2023.
- VERÓL, Aline Pires *et al.* Proposição do Sistema de Coleta em Tempo Seco em Arraial do Cabo (RJ) para Melhoria da Qualidade Ambiental. **Revista Nacional de Gerenciamento de Cidades**, [S.I.], v. 8, n. 59, p. 82-100, 2020.
- VIANA, Danilo Pessoa. **Avaliação do projeto e do desempenho do reator UASB da ETE do município de Bom Jesus do Amparo, Minas Gerais**. 2012. 59 f. Monografia (Especialização) - Curso de Curso de Especialização em Saneamento e Meio Ambiente, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2012.
- VICTORIA, Jenny Alexandra Rodríguez. **Filtro biológico aeróbio-anóxico para remoção de nitrogênio de efluentes de reatores UASB**. 2006. 129 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos da USP, São Carlos, SP, 2006.

- VIEIRA, Paulo de Castro. **Avaliação das condições de qualidade da água em tempo seco e durante eventos de chuvas em uma microbacia urbanizada no município de Belo Horizonte**. 2008. 207 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Programa de Pós-Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2008.
- VIEIRA, Paulo de Castro. **Estudo do comportamento de um filtro biológico percolador com laterais abertas aplicado ao pós-tratamento de efluente de reator UASB**. 2013. 297 f. Tese (Doutorado) - Curso de Programa de Pós-Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, UFMG, Belo Horizonte, 2013.
- VON SPERLING, M. **Biological Wastewater Treatment Series. Vol. 5: Activated Sludge and Aerobic Biofilm Reactors**. London: IWA Publishing, 2007. 337 p.
- VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 3ª ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2005. 452 p. (Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias).
- VON SPERLING, M.; OLIVEIRA, S.M.A.C, SOUKI, I.O. (2006). Wastewater characteristics in a developing country, based on a large survey (166 treatment plants). In: **5th World Congress of IWA - International Water Association**. Pequim, China, 10-14 set. 2006. Anais eletrônicos
- VON SPERLING, Marcos. **Basic Principles of Wastewater Treatment**. London,UK: IWA Publishing, 2007. 2 v. (Biological Wastewater Treatment Series).
- VON SPERLING, Marcos. **Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgotos**. 4. ed. Belo Horizonte: Editora UFMG, 2014. 1 v.
- WANNER, et al. **Mathematical Modelling of Biofilms**. IWA Publishing, London, UK. 2006, 208 p.
- WATARI, Takahiro *et al.* Performance evaluation of quick and compact package-type down-flow hanging sponge system for domestic sewage treatment. **Journal Of Water Process Engineering**, [S.L.], v. 47, p. 1-7, jun. 2022. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jwpe.2022.102798>.
- YOOCHATCHAVAL, Wilasinee *et al.* Development of a down-flow hanging sponge reactor for the treatment of low strength sewage. **Water Science And Technology**, [S.L.], v. 70, n. 4, p. 656-663, 17 jun. 2014. IWA Publishing. <http://dx.doi.org/10.2166/wst.2014.270>.

9 APÊNDICE

9.1 CÁLCULO DOS PARÂMETROS CONSIDERADOS EM AMBOS OS CENÁRIOS AVALIADOS

Vazão média de projeto:

Para o cálculo da vazão de projeto, foi arbitrada uma população de 50.000 habitantes e consumo per capita (QCP) de 150L/habitante.dia ($0,15 \text{ m}^3/\text{hab.d}$)(Von Sperling, 2014). Com isso, foi calculada a vazão doméstica média de esgoto:

$$Q_{d \text{ méd}} \left(\frac{\text{L}}{\text{s}} \right) = \text{pop} \cdot \text{QCP} = 50.000 \text{ hab} * 0,15 \frac{\text{m}^3}{\text{hab.d}} = 7.500 \text{ m}^3/\text{d}$$

Em que: $Q_{d \text{ méd}}$ = vazão doméstica média de esgoto (m^3/d); QPC = quota per capita de esgoto ($\text{m}^3/\text{hab.d}$).

Portanto a vazão considerada no estudo foi de $7.500 \text{ m}^3/\text{dia}$.

Cenário 1 - O Sistema UASB+FBP recebe esgoto doméstico mais concentrado, advindo essencialmente de redes de coleta

- Altura do FBP.Biobob® foi fixada em 3,5 m.
- COV foi fixada em $0,80 \text{ Kg-DQO}/\text{m}^3_{\text{reator.d}}$ ($0,40 \text{ kg-DBO}/\text{m}^3_{\text{reator.d}}$) segundo Ribeiro *et al.* (2017).
- Relação volume espuma/volume de reator de 45% (dado provido pelo fornecedor).
- A TAS a ser aplicada no sistema foi fixada em $17,4 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ para esse cenário. Esse valor foi obtido de experimento em sistema UASB/FBP_{Biobob®} em escala piloto operado durante o período de aproximadamente um ano na ETE Laboreaux, em Itabira, MG (Ferreira, 2025), ETE essa que apresenta esgoto bruto similar ao avaliado nesse estudo. Tal sistema operou com COVs em torno de $0,36 \text{ kg-DBO}/\text{m}^3_{\text{reator.d}}$ ($1,15 \text{ kg-DQO}/\text{m}^3_{\text{reator.d}}$), valor semelhante ao adotado por Ribeiro (2015) e também considerado nesse trabalho ($0,4 \text{ kg-DBO}/\text{m}^3_{\text{reator.d}}$). Vale salientar que, por haver dados de concentrações de DBO

disponíveis na ETE Arrudas, os cálculos de volume e área do FBP_{cenário1} foram realizados com base nas concentrações de DBO.

$$\text{Área superficial do FBP}_1 = \frac{Q}{TAS} = \frac{7500}{17,4} = 431 \text{ m}^2$$

$$\text{Volume}_{\text{FBP } 1} = \text{Área} \cdot \text{Altura} = 431 \cdot 3,5 = 1509 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume espuma}_{\text{FBP } 1} = 45\% \cdot 1509 = 679 \text{ m}^3$$

Conferindo a COV aplicada:

$$\text{COV}_{\text{cenário } 1} = \frac{Q \cdot \text{DBO}}{V} = \frac{7500 \cdot 0,0795}{1509} = 0,40 \text{ kgDBO/m}^3 \text{ reator.d}$$

Cenário 2 - Sistema UASB+FBP recebe esgoto doméstico de menor concentração, proveniente de tomada de tempo seco (TTS)

- Altura do FBP.Biobob® foi fixada em 3,5 m.
- Relação volume espuma/volume de reator de 45% (dado provido pelo fornecedor).
- Nessa ETE (União Indústria em Juiz de Fora– MG) não foram feitas análises de DBO, e, portanto, os cálculos de área superficial e volume do FBP foram realizados com base na concentração de DQO. Portanto, a COV aplicada no cenário 2 será de 1,15 kg DQO/m³ reator.dia, conforme Ferreira (2025).

$$\text{Volume}_{\text{FBP } 2} = \frac{Q \cdot \text{DQO}}{\text{COV}} = \frac{7500 \cdot 0,131}{1,15} = 854 \text{ m}^3$$

Em que: COV = carga orgânica volumétrica em KgDQO/m³ reator.d; Q = vazão em m³/d; Concentração de DQO em Kg DQO/m³.

$$\text{Volume espuma}_{\text{FBP } 2} = 45\% \cdot 854 = 384 \text{ m}^3$$

$$\text{Área superficial do FBP}_2 = \frac{\text{Volume reator}}{\text{Altura reator}} = \frac{854}{3,5} = 244 \text{ m}^2$$

$$\text{TAS}_{\text{cenário } 2} = \frac{Q}{A} = \frac{7500}{244} = 30,7 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$$

Se considerássemos uma relação DQO/DBO de 2, a COV aplicada nesse cenário em termos de DBO seria de 0,58 kg DBO/m³ reator.dia.

$$\text{Concentração DBO} = \frac{\text{Concentração DQO}}{2} = \frac{0,131}{2} = 0,066 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{COV}_{\text{cenário 2}} = \frac{Q \cdot \text{DBO}}{V} = \frac{7500 \cdot 0,066}{384} = 0,58 \text{ kgDBO/m}^3 \text{reator.d}$$

9.2 CÁLCULO DAS CONCENTRAÇÕES DE DQO DIRETAMENTE BIODEGRADÁVEL EM AMBOS OS CENÁRIOS

Cenário 1 - O Sistema UASB+FBP recebe esgoto doméstico mais concentrado, advindo essencialmente de redes de coleta

A DQO_{solúvel} pós UASB é de 95 mg/L, e dessa fração, 45% é proveniente da biomassa (Aquino *et al.*, 2009), ou seja, são produtos microbianos solúveis (PMS), que são pouco biodegradáveis. Logo, 55% é a fração solúvel diretamente biodegradável (DQO_{DB} = 52 mg/L).

DQO_{solúvel} efluente do UASB que é diretamente biodegradável = $0,55 \cdot 95 = 52 \text{ mg/L}$

Outra fonte adicional de substrato diretamente biodegradável provém dos sólidos efluentes do UASB. Para esse cálculo, foi considerado que, devido à baixa TAS aplicada ($17,4 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$), 100% dos sólidos suspensos totais (SST) efluentes do UASB ficam retidos na espuma do FBP, logo, 50 mg/L de SST são afluentes que ficam retidos ao FBP_{espuma}.

A relação SSV/SST foi considerada de 0,8 (Von Sperling, 2014), visto que a biomassa que sai na massa líquida do UASB (perda) é diferente do lodo estabilizado que é descartado do UASB (mais inerte). A fração biodegradável da biomassa foi considerada de 0,92, ou seja: 92% dos SSV são biodegradáveis (Metcalf, Eddy, 2003). Essa fração sofre hidrólise, se convertendo a DQO, e se torna fonte de substrato no sistema. Logo, se considerou que a relação DQO/SSV é de 1,42 (Rittmann and McCarty, 2020), ou seja, um grama de biomassa (SSV) equivale a 1,42g de DQO.

Concentração de biomassa no SST proveniente do UASB = $0,8 \cdot 50 = 40 \text{ mg/L}$

Concentração de biomassa diretamente biodegradável = $0,92 \cdot 40 = 37 \text{ mg/L}$

DQO proveniente da hidrólise da biomassa biodegradável = $1,42 \cdot 37 = 52,3 \text{ mg/L}$

DQO_{diretamente biodegradável} disponível no filtro(solúvel + particulado) = $52 + 52,3 = 104 \text{ mg/L}$

Com isso, a DQO total efluente do UASB, proveniente da fração solúvel e particulada, seria a soma da DQO solúvel efluente do UASB e de 1,42 vezes a concentração de SSV no efluente do UASB.

A diferença encontrada entre esse valor estimado (151 mg/L) e o medido (158 mg/L) foi pouca (diferença de 6 mg/L, equivalente a $\approx 4\%$), o que demonstra que a estimativa da DQO diretamente biodegradável disponível no FBP está minimamente coerente com a realidade.

$$DQO_{\text{total}} \text{ efluente do UASB (solúvel + particulada)} = 95 + 1,42 * 40 = 151 \text{ mg/L}$$

Cenário 2 - Sistema UASB+FBP recebe esgoto doméstico de menor concentração, proveniente de tomada de tempo seco (TTS)

A DQO solúvel efluente do UASB foi calculada com base na concentração de DQO_{total} , na concentração de SSV efluentes e na relação DQO/SSV de 1,42 (Rittmann and McCarty, 2020):

$$DQO_{\text{solúvel}} = DQO_{\text{total}} - 1,42 * SST = 131 - 1,42 * 36 = 80 \text{ mg/L}$$

Pelo baixo desempenho do reator UASB para a remoção de DQO, e ausência de informações sobre a DQO produzida pela biomassa em reatores UASB recebendo esgoto bruto com elevada diluição, a DQO diretamente biodegradável afluente ao FBP foi assumida como sendo composta pela DQO solúvel, somada à DQO proveniente de SSV_{UASB} (fração biodegradável) retida no FBP.Biobob®. Ademais, pela elevada TAS aplicada no FBP.Biobob® ($\approx 30 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$) foi assumido que apenas 50% dos sólidos suspensos voláteis foram retidos no FBP.Biobob® — como considerou-se para o cenário 1 que 100% da biomassa fica retida no filtro, no cenário 2, em que a TAS é praticamente o dobro do anterior, considerou-se que metade, ou seja, 50% de retenção de sólidos no filtro.

A concentração de SST efluentes do UASB é de 58 mg/L, logo:

$$SST_{\text{retido no FBP}} = 50\% * 58 = 29 \text{ mg/L}$$

Não foram encontrados na literatura relação SSV/SST para esgoto bruto com elevada diluição. Portanto, considerou-se a mesma relação do cenário 1 (esgoto concentrado) de 0,8. Vale salientar que esse compõe outro fator de incerteza no estudo, devendo esta relação ser determinada posteriormente em campo, com dados reais.

$$SSV_{\text{retido no FBP}} = 0,8 * SST_{\text{retido no FBP}} = 0,8 * 29 = 23,2 \text{ mg/L}$$

A fração biodegradável da biomassa foi considerada de 0,92, ou seja: 92% dos SSV são biodegradáveis (Metcalf, Eddy, 2003). Logo:

$$SSV_{DB \text{ retido no FBP}} = 0,92 * SSV_{\text{retido no FBP}} = 0,92 * 23,2 = 21 \text{ mg/L}$$

Considerando novamente que a relação DQO/SSV é de 1,42 (Rittmann and McCarty, 2020), temos:

$$DQO_{\text{hidrolizada}} = 1,42 * SSV_{DB \text{ retido no FBP}} = 1,42 * 21 = 30 \text{ mg/L}$$

Portanto, a DQO diretamente biodegradável afluente ao FBP foi calculada:

$$DQO_{\text{diretamente biodegradável disponível no filtro}}(\text{solúvel} + \text{hidrolizada}) = 80 + 30 = 110 \text{ mg/L}$$