

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ALAGOAS
CENTRO DE TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM RECURSOS HÍDRICOS E SANEAMENTO



PAULO FERNANDO ARAÚJO FEITOSA LEITE

**TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DA SUINOCULTURA EM REATOR
ANAERÓBIO COM PÓS-TRATAMENTO AERÓBIO/ANÓXICO**

Maceió
2019

Paulo Fernando Araújo Feitosa Leite

**Tratamento de águas residuárias da suinocultura em reator anaeróbio com pós-
tratamento aeróbio/anóxico**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento, Centro de Tecnologia da Universidade Federal de Alagoas, como requisito para obtenção do título de Mestre em Recursos Hídricos e Saneamento.

Orientadora: Prof^a. Dr.^a Nélia Henriques Callado
Coorientadora: Prof^a. Dr.^a Daniele Vital Vich

Maceió
2019

Catálogo na fonte
Universidade Federal de Alagoas
Biblioteca Central
Divisão de Tratamento Técnico
Bibliotecário: Marcelino de Carvalho

L533t Leite, Paulo Fernando Araújo Feitosa.
Tratamento de águas residuárias da suinocultura em reator anaeróbio com
pós-tratamento aeróbio/anóxico / Paulo Fernando Araújo Feitosa Leite. – 2019.
105 f. : il.

Orientadora: Nélia Henriques Callado.

Co-orientadora: Daniele Vital Vich.

Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento) – Universidade
Federal de Alagoas. Centro de Tecnologia. Programa de Pós-Graduação em
Recursos Hídricos e Saneamento. Maceió, 2019.

Bibliografia: f. 100-105.

1. Tratamento anaeróbio. 2. Tratamento aeróbio. 3. Águas residuais. 4.
Suinocultura – Impacto ambiental. 5. Filtros biológicos. 6. Reatores biológicos. I.
Título.

CDU: 628.32/.35



Folha de Aprovação

PAULO FERNANDO ARAÚJO FEITOSA LEITE

TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DA SUINOCULTURA EM
REATOR ANAERÓBIO COM PÓS-TRATAMENTO AERÓBIO/ANÓXICO

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento, Centro de Tecnologia da Universidade Federal de Alagoas, como requisito para obtenção do título de Mestre em Recursos Hídricos e Saneamento.

Em: 28/02/2019

Prof.^a Dr.^a Nélia Henriques Callado
(Orientadora - PPGRHS/CTEC/UFAL)

Prof.^a Dr.^a Daniele Vital Vich
(Coorientadora - CTEC/UFAL)

Banca examinadora:

Prof. Dr. Eduardo Lucena Cavalcante de Amorim
(Examinador interno - PPGRHS/CTEC/UFAL)

Prof.^a Dr.^a Fernanda Santana Peiter
(Examinadora externa - USP)

*À Deus, minha mãe, irmãos, demais
familiares e amigos.*

AGRADECIMENTOS

À Deus por ter me feito acreditar sempre, mesmo nos momentos de maior dificuldade e angústia, Ele colocou sua mão sobre mim e me encorajou.

À minha mãe Fernanda, por todo amor, apoio e luta para que eu pudesse alcançar meus objetivos. Essa vitória é nossa!

Aos meus irmãos Giovanna, Leonardo e Vinícius. Em especial meu Leo, que sempre depois de dias cansados me fazia rir e mesmo sem perceber me dava um apoio sem igual. Muito obrigado por seu companheirismo meu amigo!

Ao meu pai Fernando, minhas avós Yêda e Cícera, além dos demais familiares que se fizeram presentes e me auxiliaram em toda minha história.

À minha namorada e amiga Gabriella, que esteve comigo durante mais essa etapa de minha vida, me escutando, aconselhando e apoiando. Sua companhia, compreensão e torcida foram muito importantes.

À minha orientadora, a Prof^ª. Dr.^a Nélia Henriques Callado, pessoa que tenho grande admiração, por ter aceitado me orientar e ter se empenhado junto comigo em realizar este trabalho, sempre presente e me aconselhando.

À minha coorientadora, a Prof^ª. Dr.^a Daniele Vich, por ter aceitado meu convite e da Professora Nélia, vindo a contribuir de forma sensacional para este trabalho. Sempre me auxiliando em todas as vezes em que recorri a ela, que não foram poucas.

Aos amigos Dani, Gedson, Luiza e Maíra, que tive a honra de conhecer e conviver ao ingressar no mestrado, e que compartilharam bons e maus momentos ao longo desses intensos dois anos. Obrigado pela ajuda de sempre, salinha!

Aos professores e colegas do Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento (PPGRHS) pelo conhecimento e experiências compartilhados.

Aos meus amigos, sejam eles de Maceió ou de Paulo Jacinto, por terem contribuído de alguma forma neste período.

Ao colega Marcelo, funcionário da granja de suínos localizada em Viçosa, por toda ajuda durante as coletas.

À Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) pela concessão da bolsa.

RESUMO

A suinocultura é uma importante atividade para economia mundial que vem ganhando destaque devido ao grande volume de dejetos produzidos, que são caracterizados por sua elevada quantidade de matéria orgânica, alta concentração de nutrientes, presença de metais pesados e patógenos. Uma vez dispostos inadequadamente tais resíduos provocam impactos nos recursos hídricos, no solo e ar, além de promover riscos à saúde humana. A remoção conjunta de matéria orgânica e nutrientes deste tipo de resíduo tem se mostrado um desafio. Neste contexto, esta pesquisa avaliou um processo de tratamento biológico das águas residuárias da suinocultura quanto à remoção simultânea de matéria carbonácea, nitrogênio e fósforo em um sistema composto por um reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB), seguido de um reator em batelada sequencial (RBS) operado em ciclos aeróbio/anóxico de 24 horas. O sistema foi dividido em dois módulos operacionais: (1) Coluna de sedimentação, UASB e RBS, e (2) UASB e RBS. No módulo 1 estudou-se duas diferentes etapas, variando o tempo de reação e a fonte de carbono para desnitrificação e remoção de fósforo no RBS. Nos dois módulos, o reator UASB, com tempo de detenção hidráulica de 15,5 h e carga orgânica volumétrica aplicada de 5,6 kg/m³.dia, alcançou eficiências médias de remoção de DQO de 76%. A etapa 2 do módulo 1, quando foi adicionado metanol como fonte exógena de carbono na fase anóxica do RBS (relação C/N de 1,1), foi a que apresentou o melhor desempenho, com eficiências médias globais de remoção de 78%, 85% e 67%, para DQO, nitrogênio total e fósforo, respectivamente.

Palavras-chave: Tratamento anaeróbio-aeróbio; remoção biológica de nutrientes; pós-tratamento; água residuária de suinocultura.

ABSTRACT

Swine farming is an important activity for the world economy, which is gaining prominence due to the large volume of waste produced, which is characterized by its high amount of organic matter, high concentration of nutrients, presence of heavy metals and pathogens. Once inadequately disposed of such wastes, they cause impacts on water resources, soil and air, besides promoting risks to human health. The joint removal of organic matter and nutrients from this type of residue has been a challenge. In this context, this research evaluated a process of biological treatment of swine wastewater for the simultaneous removal of carbonaceous matter, nitrogen and phosphorus in a system composed of an upflow anaerobic reactor and sludge blanket (UASB), followed by a Sequential Batch Reactor (SBR) operated in aerobic/anoxic cycles of 24 hours. The system was divided into two operational modules: (1) Sedimentation column, UASB and RBS, and (2) UASB and RBS. In module 1 two different steps were studied varying the reaction time and carbon source for denitrification and removal of phosphorus in RBS. In both modules, the UASB reactor, with a hydraulic detention time of 15.5 h and applied organic volumetric load of 5.6 kg/m³.day, reached average COD removal efficiencies of 76%. In step 2 of module 1, when methanol was added as an exogenous carbon source in the anoxic phase of the RBS (C/N ratio of 1.1), it was the one that presented the best performance, with global mean removal efficiencies of 78% 85% and 67%, for COD, total nitrogen and phosphorus, respectively.

Keywords: Anaerobic-aerobic treatment; biological removal of nutrients; post-treatment; swine wastewater.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Desenho esquemático de reator UASB	26
Figura 2 – Etapas do ciclo do RBS	28
Figura 3 – Fluxograma operacional do módulo 1.....	34
Figura 4 – Fluxograma operacional do módulo 2.....	35
Figura 5 – Esquema da instalação experimental utilizada no módulo 1	36
Figura 6 – Instalação experimental utilizada no módulo 1.....	37
Figura 7 – Esquema da instalação experimental utilizada no módulo 2	38
Figura 8 – Instalação experimental utilizada no módulo 2.....	39
Figura 9 – Instalação do UASB utilizado	40
Figura 10 – Instalação do RBS utilizado	41
Figura 11 – Granja de suínos onde realizaram-se as coletas dos resíduos	42
Figura 12 – Baía de confinamento de porcos na granja local de estudo	43
Figura 13 – Realização da coleta das águas residuárias	43
Figura 14 – Separação dos sólidos grosseiros	44
Figura 15 – Ciclo operacional do RBS	46
Figura 16 – Comportamento da temperatura ao longo da operação do sistema.....	55
Figura 17 – Comportamento da vazão de alimentação ao longo da operação do UASB.....	57
Figura 18 – Comportamento da DQO ao longo da operação do UASB.....	59
Figura 19 – Eficiência de remoção da carga orgânica do efluente do UASB	59
Figura 20 – Comportamento do NTK ao longo da operação do UASB.....	61
Figura 21 – Comportamento do nitrogênio amoniacal ao longo da operação do UASB	61
Figura 22 – Variação temporal do pH no reator UASB	64
Figura 23 – Comportamento da AT, AP e AI no LAC e Dejetos Brutos	64
Figura 24 – Comportamento da AT, AP e AI no efluente do reator UASB.....	65
Figura 25 – Comportamento dos Ácidos Voláteis durante a operação do reator UASB	65
Figura 26 – Comportamento da DQO ao longo da operação do RBS.....	73

Figura 27 – Eficiência de remoção de DQO ao longo da operação do RBS.....	73
Figura 28 – Eficiência global de remoção de DQO ao longo da operação do sistema	75
Figura 29 – Comportamento do NTK ao longo da operação do RBS.....	76
Figura 30 – Comportamento do nitrogênio amoniacal ao longo da operação do RBS	76
Figura 31 – Comportamento do nitrito e nitrato ao longo da operação do RBS	77
Figura 32 – Comportamento do pH ao longo da operação do RBS	85
Figura 33 – Comportamento da AT no afluente e efluente do RBS.....	85
Figura 34 – Comportamento dos ácidos voláteis ao longo da operação do RBS.....	86
Figura 35 – Comportamento do fósforo ao longo da operação do RBS.....	90
Figura 36 – Perfil temporal da DQO no ciclo do RBS na etapa 1 do módulo 1	93
Figura 37 – Perfil temporal do Nitrogênio no ciclo do RBS na etapa 1 do módulo 1	93
Figura 38 – Perfil temporal do fósforo no ciclo do RBS na etapa 1 do módulo 1	94

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Composição química média dos dejetos suínos obtida por diferentes autores.....	21
Tabela 2 – Tempo de duração dos períodos do ciclo de 24 horas da etapa 1.....	47
Tabela 3 – Tempo de duração das fases do ciclo de 24 horas da etapa 2.....	48
Tabela 4 – Tempo de duração dos períodos do ciclo de 24 horas do módulo 2.....	48
Tabela 5 – Parâmetros analisados, métodos e frequências de análises	50
Tabela 6 – Valores observados na caracterização das águas residuárias de suínos	53
Tabela 7 – Parâmetros operacionais do reator UASB	56
Tabela 8 – Valores médios dos parâmetros avaliados na operação do reator UASB.....	58
Tabela 9 – Geração de alcalinidade esperada e observada no reator UASB.....	66
Tabela 10 – Composição do biogás produzido no reator UASB durante o módulo 1	68
Tabela 11 – Valores médios dos parâmetros avaliados na Etapa 1 do Módulo 1	69
Tabela 12 – Valores médios dos parâmetros avaliados na Fase 1 da Etapa 2 do Módulo 1	70
Tabela 13 – Valores médios dos parâmetros avaliados na Fase 2 da Etapa 2 do Módulo 1	71
Tabela 14 – Valores médios dos parâmetros avaliados no Módulo 2	72
Tabela 15 – Concentração média dos compostos nitrogenados na etapa 1 do módulo 1.....	78
Tabela 16 – Concentração dos compostos nitrogenados na fase 1 da etapa 2 do módulo 1	79
Tabela 17 – Concentração dos compostos nitrogenados na fase 2 da etapa 2 do módulo 1	80
Tabela 18 – Concentração dos compostos nitrogenados no módulo 2.....	81
Tabela 19 – Eficiência de amonificação, nitrificação e desnitrificação	82
Tabela 20 – Relações DQO/N e C/N obtidas	83
Tabela 21 – Eficiência de remoção de NT, NTK e nitrogênio amoniacal no RBS.....	83
Tabela 22 – Eficiência global do sistema na remoção de NT, NTK e nitrogênio amoniacal...	83
Tabela 23 – Valores médios de AT, AP e AI no afluente e efluente do RBS.....	87
Tabela 24 – Balanço teórico de alcalinidade no RBS	88
Tabela 25 – Relações DQO/P e C/P obtidas.....	91
Tabela 26 – Caracterização do lodo de inóculo utilizado no UASB.....	95

Tabela 27 – Concentração de sólidos na manta de lodo do reator UASB.....	95
Tabela 28 – Massa de lodo, relação A/M e U observadas no reator UASB.....	96
Tabela 29 – Caracterização do lodo de inóculo utilizado no RBS	96
Tabela 30 – Concentração de sólidos no lodo sedimentado do RBS	97

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABPA – Associação Brasileira de Proteína Animal

AI – Alcalinidade Intermediária

AP – Alcalinidade Parcial

AT – Alcalinidade Total

AV – Ácidos Voláteis

CH₄ – Fórmula química do metano

CHV – Carregamento Hidráulico Volumétrico

CO₂ – Fórmula química do gás carbônico

COV – Carregamento Orgânico Volumétrico

DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio

DQO – Demanda Química de Oxigênio

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística

N – Símbolo químico do nitrogênio

NT – Nitrogênio Total

NTK – Nitrogênio Total Kjeldahl

P – Símbolo químico do fósforo

pH – Potencial Hidrogeniônico

RBS – Reator em Batelada Sequencial

SF – Sólidos Fixos

ST – Sólidos Totais

SV – Sólidos Voláteis

TDH – Tempo de Detenção Hidráulica

UASB – Upflow Anaerobic Sludge Blanket (Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo)

SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO	15
2.	OBJETIVOS E METAS	17
3.	REFERENCIAL TEÓRICO	18
3.1.	A suinocultura no Brasil e no Mundo	18
3.2.	Impactos ambientais da atividade	19
3.3.	Alternativas de manejo dos dejetos suínos.....	22
3.4.	Sistemas de tratamento de dejetos suínos	24
3.5.	Reatores UASB	25
3.6.	Reatores em bateladas sequenciais – RBS	27
3.7.	Remoção biológica de nitrogênio e fósforo	29
4.	MATERIAIS E MÉTODOS.....	33
4.1.	Descrição da instalação experimental	35
4.2.	Resíduo a ser tratado	41
4.3.	Inoculação e partida do sistema	44
4.4.	Operação do sistema	45
4.4.1.	Operação da coluna de sedimentação.....	45
4.4.2.	Operação do reator UASB.....	45
4.4.3.	Operação do RBS	45
4.5.	Monitoramento	49
4.5.1.	Amostragem	49
4.5.2.	Parâmetros, métodos e frequência das análises.....	49
4.6.	Cálculo dos principais parâmetros	51
4.6.1.	Eficiência de remoção de Matéria Carbonácea	51
4.6.2.	Eficiência de remoção de Nitrogênio	52
4.6.3.	Eficiência de remoção de Fósforo.....	52
4.6.4.	Tempo de Detenção Hidráulica (TDH).....	52
4.6.5.	Taxa de Carregamento Orgânico (TCO) aplicada.....	52
5.	RESULTADOS E DISCUSSÕES	53
5.1.	Caracterização das águas residuárias de suínos	53
5.2.	Monitoramento do desempenho dos reatores	55
5.2.1.	Comportamento do reator UASB.....	56
5.2.1.1.	Remoção de matéria orgânica	58

5.2.1.2.	Amonificação	60
5.2.1.3.	pH, Alcalinidade e Ácidos Voláteis	63
5.2.1.4.	Sólidos.....	67
5.2.1.5.	Composição do biogás	68
5.2.2.	Comportamento do RBS	68
5.2.2.1.	Remoção de matéria orgânica	72
5.2.2.2.	Remoção de nitrogênio.....	75
5.2.2.3.	pH, Alcalinidade e Ácidos Voláteis	84
5.2.2.4.	Remoção de fósforo	90
5.2.2.5.	Sólidos.....	92
5.2.2.6.	Avaliação do perfil temporal de remoção de DQO e Nitrogênio no RBS	93
5.3.	Avaliação da biomassa dos reatores	94
5.3.1.	Reator UASB.....	94
5.3.2.	RBS	96
6.	CONCLUSÕES	98
	REFERÊNCIAS	100

1. INTRODUÇÃO

O consumo de carne suína vem crescendo de forma considerável, ocupando lugar de destaque na preferência da população. Devido a isso, cada vez mais os países têm buscado investir na suinocultura. No Brasil, esta atividade é de suma importância para a economia, gerando emprego e renda, com faturamento de cerca de R\$ 12 bilhões por ano (AMARAL et al., 2017). Atualmente nos principais produtores, a criação intensiva em confinamento, com os animais separados por fases do ciclo de vida, é o sistema de produção mais utilizado (SOUZA et al., 2013). Porém, essa tendência leva a uma produção excessiva de excretas e uma maior utilização de água de lavagem em propriedades com áreas limitadas que apresentam alta densidade populacional de suínos (DENG et al., 2008; KUNZ; MIELE; STEINMETZ, 2009).

As águas residuárias suínas são caracterizadas pela elevada carga orgânica, com DBO entre 10.000 e 50.000 mg/l (SPERLING, 2014), presença de nutrientes (nitrogênio e fósforo) e metais (contidos na dieta dos animais) (KUNZ, 2006). A disposição inadequada desses resíduos está ligada a sérios problemas ambientais como a depleção de oxigênio dissolvido no meio aquático, eutrofização dos corpos d'água, risco à saúde em razão do nitrato e microrganismos patogênicos, e intoxicação de peixes e outros organismos aquáticos devido à presença de amônia em sua forma livre (DIESEL; MIRANDA; PERDOMO, 2002; OBAJA et al., 2003; KUNZ, 2006; RAJAGOPAL et al., 2011; ITO; GUIMARÃES; AMARAL, 2016).

Em meio às alternativas possíveis para destinação do dejetos suíno, a sua utilização como fertilizante agrícola é a de maior aceitação entre os agricultores. No entanto, devido à produção em larga escala desses dejetos, essa prática exige grandes áreas para sua aplicação e sem o controle adequado provoca o excesso de elementos no solo (nutrientes, metais, patógenos, entre outros) que escoam e/ou percolam para as águas superficiais e subterrâneas. Com isso, existe a necessidade do desenvolvimento de tecnologias alternativas de tratamento (KUNZ, 2006; DENG et al., 2008; GENOVA; PUCCI; SARUBBI, 2015; ITO; GUIMARÃES; AMARAL, 2016).

Dentre as tecnologias disponíveis, a digestão anaeróbia tornou-se uma alternativa atraente devido à geração de uma potencial fonte de energia renovável (metano) em paralelo à redução da matéria orgânica (DENG; CAI; CHEN, 2007; RAJAGOPAL et al., 2011). Entretanto, a redução da concentração de nutrientes (N e P) não é efetiva e o efluente digerido apresenta grande concentração de nitrogênio na forma de amônia, tornando-se necessário o uso de um processo biológico aeróbio para complementar o tratamento (OBAJA et al., 2003;

DENG; CAI; CHEN, 2007; RAJAGOPAL et al., 2011). Para o pós-tratamento do efluente do reator anaeróbio, difundiu-se o uso do reator em batelada sequencial (RBS), que desempenha em um único tanque a função de reator biológico e decantador. Porém, Deng et al. (2008) ao operar um RBS para tratar o efluente digerido, verificou que o desempenho na remoção de DQO, nitrogênio amoniacal e fósforo foi inócuo. Esse problema foi atribuído ao déficit de matéria orgânica para a desnitrificação, com a alcalinidade gerada nessa etapa não compensando a consumida na nitrificação, fazendo com que houvesse um desequilíbrio e consequente redução do pH e mau funcionamento do processo aeróbio.

Diante disso, uma solução proposta por Yang et al. (2016) para esse inconveniente foi a distribuição diferenciada da massa poluente e dos volumes de efluentes. No estudo, utilizou-se uma coluna de sedimentação (CS) para separar as águas residuárias de suínos em líquido de alto conteúdo e líquido de baixo conteúdo em diferentes razões de separação. O primeiro líquido era tratado em um digestor anaeróbio, produzindo metano e um efluente digerido, que era misturado com o segundo líquido e encaminhado para o pós-tratamento em reator aeróbio. O autor alcançou eficiências de remoção de 96,98% para DQO, 98,95% para NH_3 , 91,69% para NT e 74,71% para PT.

Diante do exposto, com os resultados alcançados por Yang et al. (2016), o uso de um sistema combinado anaeróbio-aeróbio-anóxico apresenta-se como uma alternativa atraente e sustentável para o tratamento dos dejetos provenientes da suinocultura. Logo, o presente estudo se justifica e concentra-se em avaliar a oxidação carbonácea, nitrificação, desnitrificação e remoção biológica de fósforo em um processo anaeróbio-aeróbio-anóxico.

2. OBJETIVOS E METAS

Avaliar o tratamento de águas residuárias da suinocultura em um sistema de tratamento biológico, composto por reator anaeróbio tipo UASB seguido de reator em batelada sequencial (RBS) operado em ciclos aeróbio/anóxico, para remoção simultânea da matéria carbonácea, nitrogênio e fósforo.

Objetivos específicos:

- Avaliar o desempenho de um sistema combinado de tratamento anaeróbio-aeróbio em dois módulos: (1) coluna de sedimentação, UASB e RBS, e (2) UASB e RBS;
- Avaliar o desempenho do reator UASB na remoção de matéria orgânica e amonificação em duas condições: (1) tratando o líquido de alta concentração (sedimentado) da coluna de sedimentação, e (2) tratando a água residuária suína bruta;
- Avaliar o desempenho do reator em batelada sequencial (RBS) na remoção da matéria orgânica remanescente, nitrificação, remoção biológica de fósforo e desnitrificação em duas condições: (1) como pós-tratamento do líquido misto composto pelo efluente do UASB e pelo líquido de baixa concentração (sobrenadante) da coluna de sedimentação, e (2) como pós-tratamento do efluente do UASB;
- Avaliar o desempenho do reator em batelada sequencial (RBS) em diferentes ciclos operacionais e com fonte externa de carbono.

3. REFERENCIAL TEÓRICO

3.1.A suinocultura no Brasil e no Mundo

A suinocultura brasileira tem ganhado papel de destaque econômico nos últimos anos e se estabeleceu como uma das principais atividades do país, gerando emprego e renda, com faturamento de cerca de R\$ 12 bilhões por ano (AMARAL et al., 2017). O Brasil ocupa também posição importante no cenário mundial, foi o quarto maior produtor de carne suína no ano de 2017 com produção de 3,75 milhões de toneladas, aproximadamente 3,40% do total no mundo, ficando atrás apenas da China com 53,40 milhões de toneladas (48,12%), da União Europeia com 23,67 milhões de toneladas (21,33%) e Estados Unidos com 11,61 milhões de toneladas (10,46%) (ABPA, 2018).

No que diz respeito ao comércio internacional, a carne suína brasileira atende a mais de 90 países, inclusive os mercados mais exigentes, devido ao aumento do nível tecnológico da produção e ao porte de certificação sanitária, que assegura a qualidade da carne produzida. Segundo dados da Associação Brasileira de Proteína Animal - ABPA (2018), no ano de 2017, a União Europeia deteve a liderança do ranking de exportação mundial com 2,86 milhões de toneladas exportadas, que corresponde a quase 35% do total mundial, seguida por Estados Unidos com 2,55 milhões de toneladas (31,20%), Canadá com 1,32 milhões de toneladas (16,16%) e o Brasil que aparece em quarto com 697 mil toneladas (8,51%) embarcadas.

O Brasil consumiu 81,5% da carne suína produzida no ano de 2017 (ABPA, 2018). O consumo per capita dessa proteína animal no país foi de 15,10 kg por habitante no ano de 2015, sendo menor em relação aos 43,25 kg por habitante de carne de frango e os 38,60 kg por habitante de carne bovina (ABIEC, 2016; ABPA, 2018). Diferentemente do Brasil, em nível mundial a carne suína é a segunda mais consumida, com um consumo per capita no ano de 2012 de 15,50 kg por habitante, ficando à frente das carnes de frango e bovina (14,10 e 9,50 kg por habitante, respectivamente), atrás apenas da carne de peixe com 18,90 kg por habitante (ABCS, 2014).

A criação de suínos pode ser intensiva ou extensiva, onde na primeira os animais são criados confinados em baias ou em terrenos relativamente pequenos, já no segundo modelo os animais são criados soltos no campo e com baixo emprego de tecnologias (CARDOSO; OYAMADA; SILVA, 2015). A produção pode ser classificada em diferentes fases: produção de leitões, que vai desde a reprodução à criação dos animais até o desmame ou saída da creche; creche, onde os leitões desmamados são criados até mais ou menos 60 dias de vida; fase de

terminação, onde os animais vindos da creche são criados até o abate; e produção de ciclo completo, que abrange, dentro da mesma granja, todas as fases de produção citadas (SOUZA et al., 2013; CARDOSO; OYAMADA; SILVA, 2015). A criação intensiva em confinamento, com os animais separados por fases do ciclo de vida, é o sistema de produção mais utilizado atualmente.

A suinocultura brasileira subdivide-se em industrial (tecnificada) e de subsistência, com a presença de produtores familiares, patronais e empresariais (SOUZA et al., 2013). No ano de 2012, o Brasil apresentou um número de matrizes suínas em torno de 2,4 milhões, com 1,65 milhões desse total sendo de matrizes industriais (ABCS, 2014). Por região geográfica, o Sul é responsável por 0,98 milhões das matrizes tecnificadas alojadas no país (59% do total) (ABCS, 2014). A Pesquisa Pecuária Municipal de 2013 do IBGE aponta essa região com um rebanho de aproximadamente 17,9 milhões de cabeças (49% do total nacional). O segundo e terceiro maior rebanho são das regiões Sudeste, 6,9 milhões de cabeças, e Nordeste, com 5,6 milhões de cabeças (ZEN; ORTELAN; IGUMA, 2015).

Diante dos números expostos e das características do modelo intensivo de criação de suínos, a atividade é responsável por grandes problemas ambientais devido à produção excessiva de excretas e uma maior utilização de água de lavagem em propriedades com áreas limitadas que apresentam alta densidade populacional de suínos (DENG et al., 2008; KUNZ; MIELE; STEINMETZ, 2009; DOS SANTOS; OLIVEIRA, 2011; OLIVEIRA; SANTANA, 2011; WANG et al., 2017). O manejo e disposição inadequada desses dejetos, em virtude do elevado número de contaminantes presentes neles, provocam sérios impactos nas águas (superficiais e subterrâneas), no solo e no ar (NOLASCO; BAGGIO; GRIEBELER, 2005; ABREU NETO; OLIVEIRA, 2009; SOUSA et al., 2014; URBINATI; OLIVEIRA, 2014; ITO; GUIMARÃES; AMARAL, 2016; SOUZA et al., 2016).

3.2. Impactos ambientais da atividade

Em paralelo aos ganhos de escala e produtividade, o modelo de criação intensiva e confinado, responsável pela expansão da suinocultura, acarretou no aumento da geração de dejetos suínos (ARAÚJO et al., 2012; ITO; GUIMARÃES; AMARAL, 2016; SOUZA et al., 2016).

Em média, um suíno produz 7 litros de dejetos por dia, com esse valor podendo chegar a 27 litros por fêmea por dia na maternidade (DIESEL; MIRANDA; PERDOMO, 2002; ITO; GUIMARÃES; AMARAL, 2016). Esses dejetos são basicamente constituídos de fezes, urina,

resíduos de ração, água (de higiene e de perda de bebedouros) e outros (DIESEL; MIRANDA; PERDOMO, 2002; CARDOSO; OYAMADA; SILVA, 2015; ITO; GUIMARÃES; AMARAL, 2016). Genova et al. (2015) e Ito et al. (2016) destacam que a composição e quantidade dos dejetos variam conforme o manejo adotado, fatores zootécnicos, ambientais e dietéticos.

Assim, devido a esse grande volume de dejetos gerados na suinocultura, surge um grande desafio para os produtores que é a escolha da forma de gerência adequada do seu resíduo, buscando evitar os sérios impactos ambientais que ele possa vir a provocar (NOLASCO; BAGGIO; GRIEBELER, 2005; MARCHI, 2010). Nolasco et al. (2005) diz que esse desafio se dá em função dos custos e dificuldades de armazenamento, tratamento, transporte, distribuição e utilização na agricultura.

Um dos grandes problemas do manejo dos dejetos suínos se dá devido à baixa concentração de sólidos totais que apresentam (DIESEL; MIRANDA; PERDOMO, 2002; KUNZ, 2006). Com isso, por causa do alto grau de diluição, grande parte dos resíduos é manejada na forma líquida, havendo assim uma maior facilidade no escoamento e conseqüente transporte dos agentes poluidores neles presentes para os corpos d'água (KUNZ, 2006).

Uma alternativa para destinação do dejetos suíno é a utilização como fertilizante agrícola (KALYUZHNYI et al., 2000; CARDOSO; OYAMADA; SILVA, 2015; GENOVA; PUCCI; SARUBBI, 2015; ITO; GUIMARÃES; AMARAL, 2016). Essa aplicação é a de maior aceitação pelos agricultores por ser simples, de baixo custo e porque oferece a possibilidade da substituição de fertilizantes químicos por nutrientes (KUNZ; MIELE; STEINMETZ, 2009). No entanto, sem o devido controle, esta prática tem como conseqüência o excesso de elementos no solo (nutrientes, metais, patógenos, entre outros) quando não é suportada a carga hidráulica e de nutrientes aplicada (KUNZ, 2006; HACK et al., 2011; GENOVA; PUCCI; SARUBBI, 2015; ITO; GUIMARÃES; AMARAL, 2016). Logo, faz com que haja lixiviação e/ou percolação do excesso para as águas superficiais e subterrâneas, potencializando-se, assim, como um grande risco de poluição ambiental (KUNZ, 2006; GENOVA; PUCCI; SARUBBI, 2015; ITO; GUIMARÃES; AMARAL, 2016).

Kunz (2006) destaca que os principais problemas ambientais associados aos dejetos suínos são sua elevada carga orgânica, nutrientes (nitrogênio e fósforo) e algumas espécies metálicas como Ferro, Cobre e Zinco (presentes na dieta dos animais). Além desses, Ito et al. (2016) citam também os microrganismos patogênicos e Camargo et al. (2011) outros elementos como o magnésio, manganês, cálcio, sódio e potássio. A Tabela 1 a seguir, apresenta as concentrações médias dos dejetos suínos encontradas na literatura.

Tabela 1 – Composição química média dos dejetos suínos obtida por diferentes autores

Autor	AT (mg/L)	AP (mg/L)	DQO (mg/L)	NTK (mg/L)	N-NH₄ (mg/L)	P (mg/L)	pH	ST (mg/L)	SV (mg/L)
Kunz et al. (2006)			65.090	4.530	2.520				39.220
Deng et al. (2007)			9.194	1.326	637				
Abreu Neto & Oliveira (2009)	1.638	397	28.770	1.157,0		781,7	6,16		
Marchi (2010)			21.560	2.615	384	13,9	6,6		
Rodrigues et al (2010)	3.100		31.300				7,0		
Dos Santos & Oliveira (2011)	901	110	26.327		252		5,9		
Oliveira & Santana (2011)	1.081	167	9.049	906	270	254			
Araujo et al. (2012)			12.578	1.775	1.051	284	7,4		
Riano & Garcia- Gonzalez (2014)			17.200	1.424	1.022	384	7,2	18.300	13.900
Sousa et al. (2014)			4.698			9	7,1	2.882	2100
Souza et al. (2016)			2.560	1.668		228	8,0	4.790	2.822
Yang et al. (2016)			8.375	958	603	216		920	610
Bu et al. (2017)			13.476	743	250		7,6	10.850	7.945

Fonte: Próprio Autor (2019)

Para efeito comparativo, é possível verificar que qualquer um dos valores de DBO (demanda bioquímica de oxigênio) encontrados na Tabela 1 são bastante superiores a DBO de um esgoto doméstico, que segundo Von Sperling (2014) é de 300 mg/L. Fazendo uso do conceito de equivalente populacional para exemplificar a capacidade poluente dos dejetos suínos, em média, um suíno equivale a 3,5 pessoas (DIESEL; MIRANDA; PERDOMO, 2002; DUDA; OLIVEIRA, 2011).

Quando lançados sem o correto tratamento nos corpos d'água, os dejetos suínos provocam alteração na biodiversidade do ambiente aquático, diminuição do teor de oxigênio dissolvido (em consequência da alta atividade microbiana na degradação da matéria orgânica), eutrofização do corpo receptor (devido ao aporte de nitrogênio e fósforo), disseminação de patógenos (que podem causar sérios riscos à saúde dos seres humanos e dos animais) e contaminação das águas potáveis com amônia, nitratos e outros elementos tóxicos (DIESEL; MIRANDA; PERDOMO, 2002; NOLASCO; BAGGIO; GRIEBELER, 2005; KUNZ, 2006;

TREVISAN; MONTEGGIA, 2009; RAJAGOPAL et al., 2011; ITO; GUIMARÃES; AMARAL, 2016).

Já no solo, os impactos causados podem ser o acúmulo de elementos tóxicos, impermeabilização, o desequilíbrio de nutrientes no solo e a contaminação das culturas por meio da transmissão de patógenos e parasitas (CARDOSO; OYAMADA; SILVA, 2015). Kunz (2006) vai além e cita o possível surgimento de vetores de contaminação como insetos e roedores. O nitrogênio na forma de nitrato no solo é um problema devido à sua fácil mobilidade e dissolução em água e um de seus inconvenientes são doenças como a metahemoglobinemia (síndrome do bebê azul) (SPERLING, 2014; GENOVA; PUCCI; SARUBBI, 2015).

No ar, o impacto ambiental da suinocultura é a emissão de gases voláteis pelas fezes e urina dos suínos que contribuem para o aquecimento global da terra, geram maus odores e outros inconvenientes ao bem estar humano e animal, como graves prejuízos às vias respiratórias, irritação ocular e na pele (DIESEL; MIRANDA; PERDOMO, 2002; CARDOSO; OYAMADA; SILVA, 2015; ITO; GUIMARÃES; AMARAL, 2016). Um contaminante do ar comum nos dejetos é a amônia, responsável pela chuva ácida, que tem implicações tóxicas sobre o solo e água (DIESEL; MIRANDA; PERDOMO, 2002; CARDOSO; OYAMADA; SILVA, 2015; GENOVA; PUCCI; SARUBBI, 2015).

Diante dessa realidade, a água se apresenta como um importante veículo de transmissão de doenças, afetando a população que dela faz uso. Os microrganismos patogênicos encontrados com maior prevalência no esterco suíno são as bactérias *Salmonella*, *Escherichia coli*, *Yersinia*, *Campylobacter*, além dos protozoários *Giardia* e *Cryptosporidium* (HUTCHISON et al., 2005; MASSÉ; GILBERT; TOPP, 2011; FONGARO, 2017). No entanto, *Clostridium perfringens* e *Listeria monocytogenes* também foram relatados como agentes causadores de infecções humanas relacionadas ao rebanho suíno (MASSÉ; GILBERT; TOPP, 2011).

3.3. Alternativas de manejo dos dejetos suínos

Devido aos riscos à saúde humana e qualidade ambiental, como já apresentado, o manejo dos resíduos gerados na suinocultura tem ganhado destaque nas práticas de saneamento rural pelo mundo (BILOTTA; KUNZ, 2013). Diante disso, houve um crescimento nas exigências dos órgãos ambientais fiscalizadores e da sociedade, junto com um aumento da consciência ambiental dos produtores, fazendo com que tenha sido ampliada a busca por soluções tecnológicas adequadas para o manejo e disposição dos dejetos (SANTOS; MAYERLE; CAMPOS, 2014; GENOVA; PUCCI; SARUBBI, 2015). A solução a ser adotada

tem que levar em consideração as características do dejetos e do local, as condições econômicas dos produtores, que sejam de fácil operacionalização e deve, principalmente, atender às exigências constantes na legislação ambiental vigente (TREVISAN; MONTEGGIA, 2009; CARDOSO; OYAMADA; SILVA, 2015; GENOVA; PUCCI; SARUBBI, 2015).

O manejo dos dejetos provenientes da produção de suínos pode ser realizado por meio de duas formas: armazenagem ou tratamento (CARDOSO; OYAMADA; SILVA, 2015). A armazenagem dos resíduos, seguido de sua disposição no solo ou aplicação como fertilizante vegetal, tem sido a prática mais comum adotada no Brasil (VIVAN et al., 2010). Porém, como dito anteriormente, os problemas dessa prática se dão devido à produção em larga escala de águas residuárias suínas, à exigência de grandes áreas para sua aplicação e à saturação do solo, em consequência do despejo excessivo de nutrientes sobre a mesma área (DENG et al., 2008; KUNZ; MIELE; STEINMETZ, 2009). Com isso, Kunz (2006) destaca que na maioria dos casos o tratamento dos dejetos é a única alternativa para viabilizar ambientalmente a atividade suinícola.

As técnicas de tratamento dos dejetos suínos são baseadas em processos físicos, químicos, biológicos e na combinação desses, visando a redução do potencial poluidor dos dejetos e sua conversão em subprodutos que possam ser utilizados no próprio local de produção (com o objetivo de reduzir os custos operacionais) ou possam ser comercializados, gerando um aumento da receita agrícola (KUNZ; MIELE; STEINMETZ, 2009; CARDOSO; OYAMADA; SILVA, 2015; ITO; GUIMARÃES; AMARAL, 2016). Kunz (2009) cita o biogás, biofertilizantes e créditos de carbono como os subprodutos.

As principais tecnologias para o manejo dos dejetos suínos são: camas sobrepostas, esterqueiras, biodigestores, lagoas de estabilização, compostagem (DIESEL; MIRANDA; PERDOMO, 2002; SANTOS; MAYERLE; CAMPOS, 2014; CARDOSO; OYAMADA; SILVA, 2015).

Dentre as tecnologias disponíveis, a digestão anaeróbia tornou-se uma alternativa atraente devido à geração de metano, uma fonte de energia renovável, em paralelo à redução da matéria orgânica, proporcionando também efluente e lodo digerido com possibilidade de serem utilizados como fertilizantes no solo (DENG; CAI; CHEN, 2007; KUNZ; MIELE; STEINMETZ, 2009; RAJAGOPAL et al., 2011; RIAÑO; GARCÍA-GONZÁLEZ, 2014; SANTOS; MAYERLE; CAMPOS, 2014; YANG et al., 2016; BU et al., 2017). A partir do biogás produzido pode haver a geração de energia elétrica para ser utilizada na própria granja e/ou ser comercializada com a companhia de energia elétrica, ocasionando redução no custo

operacional e gerando aumento da receita do produtor rural (KUNZ; MIELE; STEINMETZ, 2009; TREVISAN; MONTEGGIA, 2009; CARDOSO; OYAMADA; SILVA, 2015). Além disso, os produtores podem obter vantagens como o aumento do crédito de carbono (KUNZ; MIELE; STEINMETZ, 2009). Essa alternativa apresenta, ainda, menor tempo de detenção hidráulica e área quando comparada às demais (CARDOSO; OYAMADA; SILVA, 2015). Entretanto, a redução da concentração de nutrientes (N e P) não é satisfatória e o efluente digerido apresenta grande concentração de nitrogênio na forma de amônia (DENG; CAI; CHEN, 2007; RAJAGOPAL et al., 2011; RIAÑO; GARCÍA-GONZÁLEZ, 2014).

3.4. Sistemas de tratamento de dejetos suínos

O sistema de tratamento de dejetos suínos é composto por uma configuração de tecnologias, integrando processos físicos, físico-químicos e biológicos, com o objetivo de reduzir o poder poluente dos dejetos, desde a entrada do afluente à saída do efluente (VIVAN et al., 2010; SANTOS; MAYERLE; CAMPOS, 2014). A escolha do sistema de tratamento a ser implantado deve levar em consideração o custo de instalação e operação, a necessidade de tratamento preliminar, a eficiência obtida e a destinação que se deseja para o dejetos tratado, seja uso agrícola, reutilização da água para fins não potáveis, lançamento em corpo receptor (seguindo a legislação ambiental vigente) e entre outras. A seguir são apresentados alguns sistemas de tratamento de dejetos suínos propostos em estudos recentes.

Duda & Oliveira (2011) atingiram remoções médias de 98% de DBO, 99% de sólidos suspensos totais (SST), 78% de N, 84% de P, 99% de Cu e 98% de Zn. Localizado em Jaboticabal – SP, o sistema de tratamento era composto por um reator UASB, seguido por um filtro anaeróbio, um filtro biológico percolador, e um decantador. Foram utilizados anéis de bambu como meio suporte nos filtros anaeróbio e biológico percolador.

Oliveira & Santana (2011) analisaram a eficiência de tratamento de um sistema composto por dois reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), em série, seguidos de um reator operado em batelada sequencial (RBS) com etapa aeróbia. Os resultados mostraram remoção de até 97% para a DQO_{total} , até 89% para o NTK, 95% para $N-NH_3$, 74% para P, e coliformes até 99,99%.

Araújo et al. (2012) realizaram um experimento em Braço do Norte – SC, com um sistema composto por um reator UASB, lagoa de decantação, lagoa anaeróbia, lagoa facultativa aerada e lagoa de maturação, e alcançaram redução de 97% para DBO, 95% para DQO, 88% para $N-NH_3$ e 74% para $PT/P-PO_4$. Porém, os resultados não foram satisfatórios na remoção de

coliformes fecais nas unidades aeróbias, com redução de apenas 0,86 unidades log na lagoa facultativa aerada e 0,80 unidades log na lagoa de maturação.

Urbinati & Oliveira (2014) avaliaram o desempenho de dois sistemas de tratamento de águas residuárias da suinocultura em escala real, composto de reatores UASB, em dois estágios, com e sem pós-tratamento em RBS com etapa aeróbia. Nos sistemas de tratamento anaeróbio, os autores atingiram eficiências máximas de remoção de 97; 64; 68 e 98%, para DQO, fósforo, NTK e nitrogênio orgânico, respectivamente. Já no RBS, atingiram eficiências de remoção para DQO, fósforo, NT e nitrogênio orgânico, de até 62; 58; 25 e 73%, respectivamente.

Já Yang et al. (2016) propuseram distribuições desequilibradas da massa poluente e dos volumes de efluentes. O estudo faz uso de uma coluna de decantação para separar as águas residuárias de suínos em líquido de alto conteúdo e líquido de baixo conteúdo a razões de separação de 1:9, 2:8 e 3:7. Sendo o primeiro líquido destinado a um digestor anaeróbio havendo produção de metano e do efluente digerido que é encaminhado para o tratamento aerado (RBS), onde se mistura com o segundo líquido. O autor alcançou eficiências de remoção de 96,98% para DQO, 98,95% para N-NH₃, 91,69% para NT e 74,71% para PT.

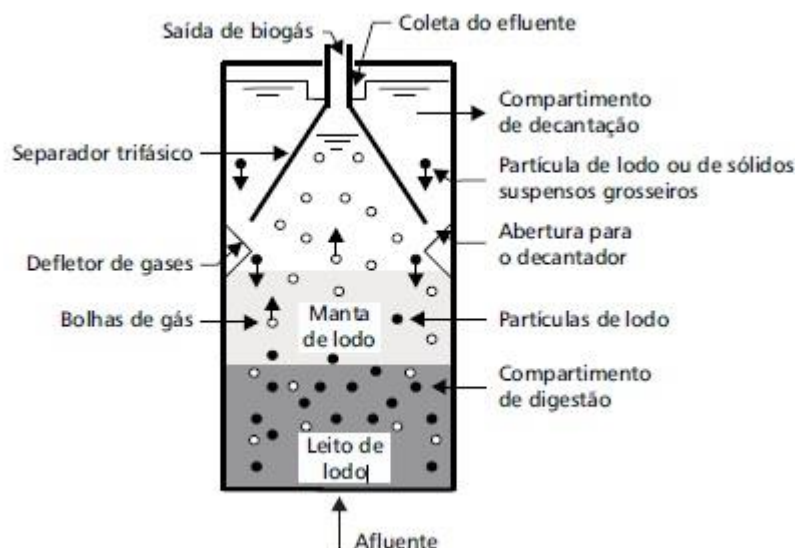
3.5.Reatores UASB

Os reatores UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors) tiveram sua origem na década de 1970, na Universidade de Wageningen, Holanda, após trabalhos desenvolvidos pelo Prof. Gatze Lettinga e sua equipe para tratamento de efluentes industriais concentrados (CAMPOS, 1999). No Brasil, são conhecidos também por outras nomenclaturas como DAFA (Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente), RAFA (Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente), RAFAALL (Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente através de Leito de Lodo) e etc (CAMPOS, 1999). O desenvolvimento desse reator combinou vantagens, as quais possibilitaram a sua utilização para uma grande variedade de águas residuárias e, como consequência, sua adoção em larga escala (OLIVEIRA; FORESTI, 2004; RODRIGUES et al., 2010).

O processo utilizado visa a segregação adequada dos gases, sólidos e líquidos, que é alcançada graças ao dispositivo de separação de fases instalado na parte superior da unidade. Outra característica importante para o êxito do funcionamento do reator é a formação da biomassa dispersa, com intensa atividade, onde o escoamento ascensional deve assegurar o máximo contato entre ela e o substrato orgânico (CAMPOS, 1999; COSTA; BARBOSA FILHO; GIORDANO, 2014). Como pode ser visto na Figura 1, o separador de fases divide o

reator em uma parte inferior (zona de digestão), que é composta pelo leito de lodo e manta de lodo, e uma parte superior (zona de sedimentação).

Figura 1 – Desenho esquemático de reator UASB



Fonte: Campos (1999)

A água residuária, após ser distribuída uniformemente no fundo do reator, prossegue em fluxo ascendente passando inicialmente pelo leito de lodo, que é composto por um lodo muito denso e com excelentes características de sedimentação. Em seguida, o líquido atravessa uma biomassa menos densa, em que os sólidos apresentam velocidades de sedimentação mais baixas (manta de lodo). Por toda a zona de lodo descrita, através de uma transformação anaeróbia, os compostos orgânicos são biodegradados e digeridos, havendo produção de biogás e crescimento da biomassa bacteriana. O sistema é automisturado devido ao movimento ascensional da água e das bolhas de gás (CAMPOS, 1999; COSTA; BARBOSA FILHO; GIORDANO, 2014).

Após a passagem pela zona de digestão, há carreamento do lodo devido a trajetória ascendente do líquido e das bolhas de gás em direção à zona de sedimentação. Ao se encontrar com o separador trifásico, o biogás se acumula na parte interna do dispositivo, os sólidos em suspensão ficam retidos e retornam incorporando a manta de lodo no fundo do reator, e o líquido segue para a câmara de sedimentação onde é decantado (CAMPOS, 1999; CAMPOS et al., 2006; COSTA; BARBOSA FILHO; GIORDANO, 2014).

No que diz respeito às vantagens, os reatores de manta de lodo se destacam em relação aos processos convencionais, especialmente em regiões de clima quente, como o Brasil (CAMPOS, 1999; BELLI FILHO et al., 2001; CAMPOS et al., 2006). Outras características

desses reatores que podem ser destacadas são: necessidade de menores áreas para sua implantação, simplicidade e baixos custos de projeto e operação, baixa produção de lodo, menores tempos de detenção, baixo consumo de energia, produção de metano, tolerância a elevadas cargas orgânicas, boa desidratabilidade do lodo e possibilidade de preservação da biomassa por vários meses (CAMPOS, 1999; COSTA; BARBOSA FILHO; GIORDANO, 2014; SANTOS; MAYERLE; CAMPOS, 2014).

O biogás produzido é constituído basicamente de gás metano (CH_4 – 60 a 70%) e gás carbônico (CO_2 – 30 a 40%), sendo o restante composto de outros gases como hidrogênio, nitrogênio, gás sulfídrico, amônia e monóxido de carbono (CAMPOS et al., 2005; SALOMON; LORA, 2009; COSTA; BARBOSA FILHO; GIORDANO, 2014). Embora na prática sejam encontrados valores menores, Costa et al. (2014) citam uma produção teórica de 350 litros de CH_4 por kg de DQO reduzida. Este subproduto gerado pelo reator UASB pode ser aproveitado em motores de combustão interna, aquecimento e geração de energia elétrica, se apresentando, portanto, como um combustível alternativo (CAMPOS et al., 2005; SILVA; AMARAL, 2013; COSTA; BARBOSA FILHO; GIORDANO, 2014). Diante do exposto, a estabilização de dejetos como os da suinocultura através desses reatores tem ganho destaque, sendo bastante aceita por parte dos produtores rurais, que veem no potencial de geração de energia renovável a possibilidade de reduzir os custos e agregar valor à produção (SILVA; AMARAL, 2013). Oliveira e Foresti (2004) utilizaram reatores UASB de bancada para tratar águas residuárias da suinocultura e alcançaram valores de até 51% de DQO total removida convertida em CH_4 .

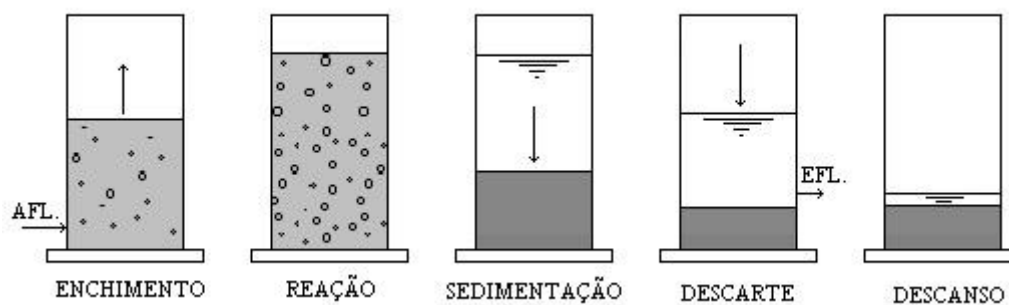
Mesmo diante de tantas vantagens, os reatores UASB apresentam alguns inconvenientes como a necessidade de um pós-tratamento, devido à insatisfatória remoção de nitrogênio, fósforo e patógenos, e visando a remoção da matéria orgânica remanescente (CAMPOS, 1999; COSTA; BARBOSA FILHO; GIORDANO, 2014).

3.6.Reatores em bateladas sequenciais – RBS

Os reatores em bateladas sequenciais são uma variante do sistema de lodos ativados, onde, todas as unidades, processos e operações são incorporadas em um único tanque. Desse modo, esses processos e operações passam a ser simplesmente sequências no tempo, diferenciando-se assim dos processos convencionais de fluxo contínuo. No reator, que apresenta crescimento suspenso, processam-se todas as etapas do tratamento graças ao estabelecimento de ciclos de operação com durações definidas, com cada ciclo sendo composto

por cinco fases distintas: enchimento, reação, sedimentação, descarte e repouso, conforme mostrado na Figura 2 (CALLADO, 2001; CHERNICHARO, 2001).

Figura 2 – Etapas do ciclo do RBS



Fonte: Callado (2001)

A duração de cada ciclo pode ser alterada a depender das variações da carga afluyente, das necessidades do tratamento e das características do esgoto e da biomassa no sistema (CHERNICHARO, 2001). As etapas do ciclo de operação de um RBS são descritas a seguir segundo Callado (2001) e Chernicharo (2001):

- A etapa de enchimento consiste na adição de substrato no reator, o qual já possui a biomassa que permaneceu do ciclo anterior ocupando parte de seu volume. Habitualmente o volume afluyente corresponde ao volume descartado. O tempo de enchimento se dá em função da operação do reator, podendo encher totalmente no início do ciclo ou ter enchimento contínuo (batelada alimentada), podendo neste último caso, o final do período de enchimento ser o mesmo do período de reação.
- A etapa mais importante na degradação do substrato orgânico é a reação, que se inicia com a aeração e/ou mistura da massa líquida contida no reator, a depender do objetivo do processo biológico. Assim, há o estabelecimento de condições favoráveis para remoção de matéria carbonácea, nitrogênio e fósforo. Esta fase pode ser somente aeróbia ou anaeróbia, ou ainda alternar entre anaeróbio, aeróbio e anóxico. O tempo requerido por esta fase é influenciado pelos seguintes parâmetros: composição e concentração do substrato, qualidade requerida para o afluyente, concentração da biomassa e temperatura do resíduo.
- O período de sedimentação inicia-se com o fim da etapa de reação, quando se interrompe a mistura e/ou aeração. Durante essa fase ocorre a separação sólido-líquido, análoga à operação de um decantador secundário de um sistema

convencional. Há variação do tempo necessário para clarificação do efluente em função da sedimentabilidade do lodo.

- O efluente clarificado é retirado do reator durante a fase de descarte. A retirada do sobrenadante pode ocorrer através de vários mecanismos, como: um ponto fixado num nível pré-determinado com vazão regulada por uma válvula ou bomba; ou um vertedor oscilante ou ajustável, imediatamente abaixo da superfície do líquido.
- A fase final é chamada repouso ou descanso, e é opcional, uma vez que ao fim da etapa de descarte o reator está pronto para ser realimentado com outra batelada de substrato. A fase de repouso consiste em um tempo entre a retirada do efluente clarificado e o início do próximo ciclo. Normalmente o descarte do lodo excedente é realizado nesta etapa.

Recentemente, diversas pesquisas têm estudado a utilização dos reatores em bateladas sequenciais para remoção de nutrientes. Isso se dá devido a flexibilidade das etapas de um ciclo de operação, que torna possível estabelecer condições de processo que promovam a remoção biológica de nitrogênio e fósforo (CHERNICHARO, 2001; OLIVEIRA; SANTANA, 2011). Os RBSs ainda apresentam outras vantagens como sua simplicidade conceitual, tendo em vista que dispensam decantadores e recirculações separadas (CHERNICHARO, 2001), e a possibilidade de se lançar a água residuária tratada somente após a comprovação de que os padrões de lançamento tenham sido alcançados.

3.7. Remoção biológica de nitrogênio e fósforo

O nitrogênio junto com o fósforo são nutrientes essenciais para a constituição e crescimento de microrganismos, plantas e animais. Porém, o excesso desses elementos nos sistemas aquáticos acarreta em diversos impactos ao meio, sendo a eutrofização do corpo receptor um dos mais relevantes. Desse modo, os sistemas de tratamento de esgotos devem promover a remoção desses nutrientes a níveis que estejam de acordo com os padrões estabelecidos pelos órgãos ambientais competentes, de forma a causar o menor impacto possível ao corpo d'água em que for lançado (SPERLING, 2014).

Segundo Von Sperling (2014), no meio aquático o nitrogênio pode ser encontrado nas seguintes formas: nitrogênio molecular (N_2), escapando para a atmosfera; nitrogênio orgânico, dissolvido e em suspensão; amônia, em sua forma livre (NH_3) e ionizada (NH_4^+); nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-).

No tratamento de águas residuárias, a remoção biológica de nitrogênio é uma das alternativas mais indicadas devido a fatores econômicos e ambientais, envolvendo três processos básicos na conversão do nitrogênio da forma orgânica até a forma molecular: amonificação, nitrificação e desnitrificação (CALLADO, 2001).

O processo de amonificação compreende a transformação do nitrogênio orgânico (aminoácidos, açúcares aminados, aminas, amidas, peptídeos, etc.) a nitrogênio amoniacal, através de enzimas catalizadoras, e pode ocorrer em ambiente aeróbio e anaeróbio. A forma predominante na qual se encontra o nitrogênio amoniacal depende do pH do meio, onde para valores de pH próximos a neutralidade, praticamente todo o nitrogênio amoniacal está na forma de NH_4^+ (íon amônio). Enquanto que para valores de pH mais alcalinos (>11) a amônia encontra-se predominantemente em sua forma livre (NH_3) (CALLADO, 2001; SPERLING, 2014).

O segundo processo é a nitrificação, que ocorre em ambiente aeróbio, ou seja, na presença de oxigênio dissolvido, e consiste na oxidação do amônio a nitrato, tendo como composto intermediário o nitrito. O processo se dá em duas etapas, conhecidas como nitrificação e nitratação, por meio de dois grupos de bactérias: Bactérias Oxidadoras de Amônia (BOA) e Bactérias Oxidadoras de Nitrito (BON). No primeiro grupo, o amônio é oxidado a nitrito pelas bactérias do gênero *Nitrosomonas*, *Nitrosocystis*, *Nitrosospira*, *Nitrosovibrio*, *Nitrosococcus* e *Nitrosolobos*. Já no segundo grupo, o nitrito é oxidado à nitrato por bactérias do gênero *Nitrobacter*, *Nitrospira*, *Nitrocystis*, *Nitrococcus*, *Bactoderma* e *Microderma* (CALLADO, 2001).

Segundo Van Haandel & Marais (1999), na medida em que as bactérias metabolizam o íon amônio, há produção de acidez. Isto significa que ocorre consumo de alcalinidade durante o processo, onde, de acordo com os autores, estequiometricamente consome-se 7,14 mg de alcalinidade como CaCO_3 para cada mg de NH_4^+ oxidado. Sendo assim, quando não há concentração suficiente de alcalinidade, ocorre redução do pH e conseqüente inibição do processo.

Além do pH, para que o processo de nitrificação ocorra de forma eficiente, é primordial que outros fatores sejam controlados: tempo de retenção celular, oxigênio dissolvido, nutrientes, temperatura, concentrações de amônio e carbono orgânico (relação C/N) (CALLADO, 2001).

Por fim, no processo de desnitrificação, o nitrato é reduzido biologicamente para óxidos gasosos de nitrogênio e destes para N_2 , por meio de microrganismos heterótrofos e autótrofos, em condições anóxicas e na presença de uma fonte de carbono. Alguns fatores ambientais como pH, temperatura, concentração de oxigênio dissolvido, fonte de carbono e relação C/N, interferem na velocidade de desnitrificação (CALLADO, 2001).

Enquanto na nitrificação há consumo de alcalinidade, na desnitrificação há geração, sendo citada por Van Haandel & Marais (1999) uma produção de 3,57 mg de alcalinidade na forma de $CaCO_3$ para cada mg de nitrato reduzido.

O outro nutriente importante e que se tem intensificado o interesse em sua remoção, devido aos impactos que possa vir a provocar nas águas superficiais, é o fósforo. Este elemento nas águas residuárias encontra-se sempre como fosfato, apresentando-se sob três formas: ortofosfatos, polifosfatos e fosfato orgânico (METCALF; EDDY, 2016). A remoção do fósforo solúvel na fase líquida pode se dar através de processos físico-químicos de precipitação de fosfato ou biologicamente por meio da incorporação de fósforo na massa de lodo através de condições operacionais, colocando-se o lodo sob condições alternadas anaeróbia/aeróbia (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

Quanto à remoção biológica de fósforo das águas residuárias, é utilizada a capacidade dos microrganismos conhecidos como Organismos Acumuladores de Fosfato (do inglês *Phosphorus Accumulating Organisms* - PAO's) de estocar o fósforo na forma de polifosfato intracelular (poli-P) e carbono na forma de poli-b-hidroxialcanoatos (PHA). Sob condições anaeróbias (ausência de oxigênio dissolvido e de nitrogênio oxidado), havendo disponibilidade de substrato orgânico de fácil degradação, há liberação do fosfato armazenado para o meio líquido. Nestas condições, as bactérias utilizam a energia derivada da hidrólise dos polifosfatos para armazenar substratos orgânicos na forma de PHA. Já em condições aeróbias, em baixa concentração de substrato prontamente biodegradável, o PHA armazenado é degradado e utilizado como fonte de carbono e energia pelos organismos, sendo parte desta energia utilizada para a acumulação de polifosfato no interior da célula, havendo assim diminuição da concentração de fósforo na fase líquida (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994; CALLADO, 2001; OEHMEN et al., 2007). Callado (2001) cita que por meio dessa absorção percentual de fósforo, pode haver um aumento para até 35% da fração ativa do lodo.

A remoção biológica melhorada de fósforo (do inglês *Enhanced Biological Phosphorus Removal* – EBPR) é considerado como um dos métodos mais econômicos e ambientalmente

sustentáveis para remover fósforo das águas residuárias, e depende de vários fatores para que sua operação seja bem sucedida: relação DQO:P, fonte de carbono, pH e temperatura (METCALF; EDDY, 2016).

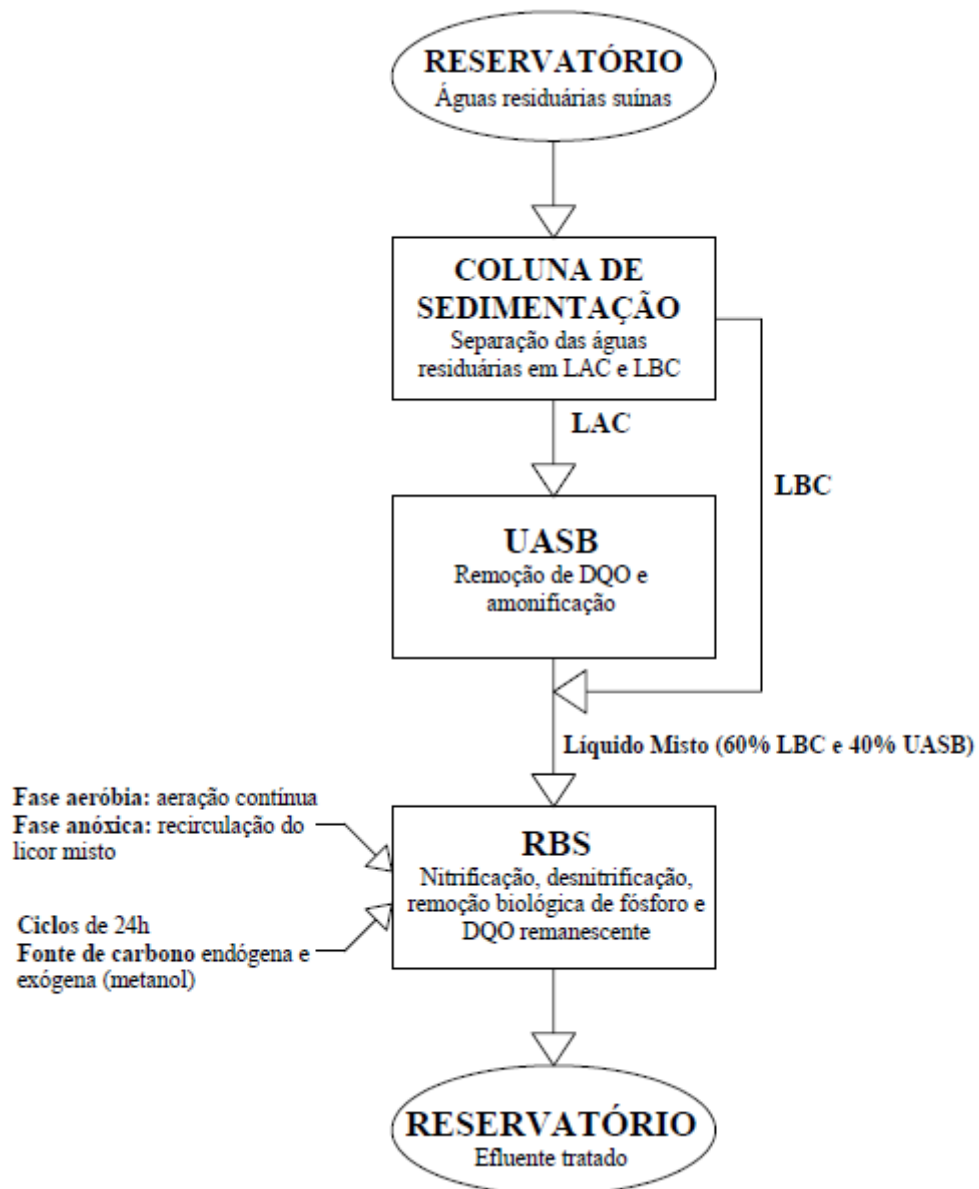
Diversos trabalhos na literatura utilizaram acetato, metanol, etanol, glicose e substrato sintético, como fonte externa de carbono para, conjuntamente, a remoção biológica de fósforo e desnitrificação, tendo em vista que os dois processos carecem de uma fonte de carbono facilmente degradável (CALLADO, 2001).

4. MATERIAIS E MÉTODOS

O presente capítulo visa descrever o procedimento experimental utilizado para atingir os objetivos propostos neste trabalho. O tratamento e pós tratamento das águas residuárias da suinocultura foi realizado através de um reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) e um reator em batelada sequencial (RBS), ambos em escala de bancada. O desenvolvimento desta pesquisa foi dividido em dois módulos:

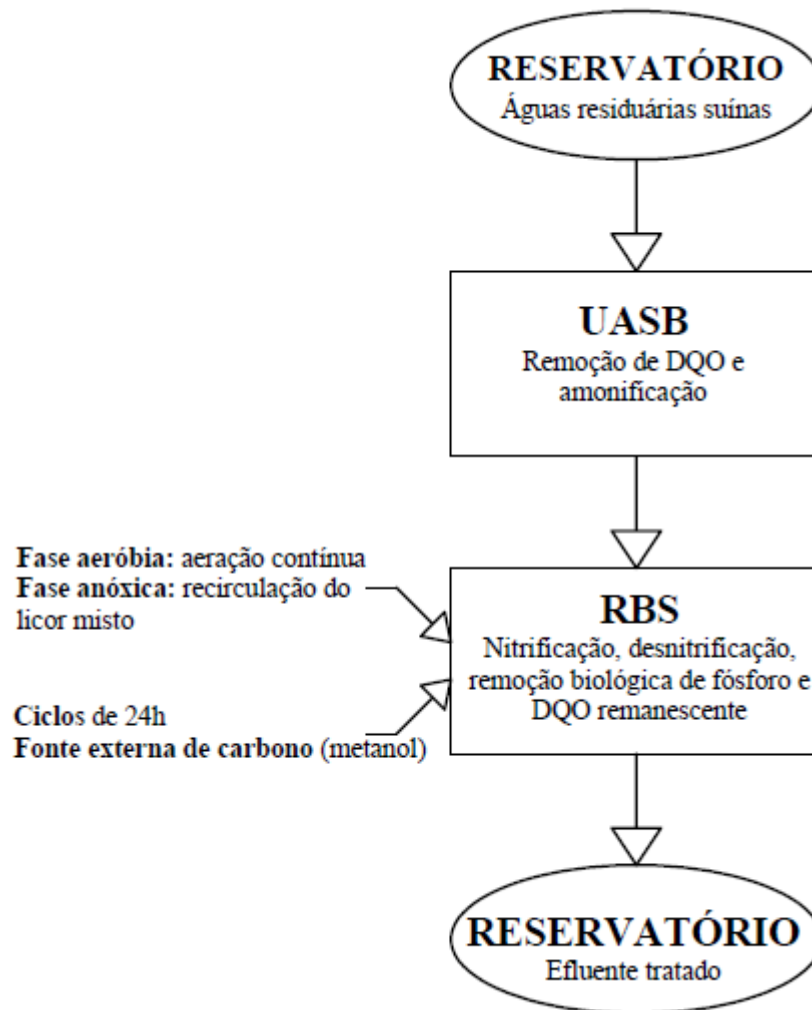
- No módulo 1 (Figura 3), o sistema foi composto por uma coluna de sedimentação (CS), para separação das águas residuárias suínas em líquido de alta concentração (LAC) e líquido de baixa concentração (LBC), um reator UASB, para tratamento do LAC, e um RBS, para o tratamento do líquido misto com volume composto por 40% do efluente do UASB e 60% do LBC. Neste módulo, o período de reação do RBS foi submetido a condições aeróbias e anóxicas, e houve variação dos ciclos operacionais com e sem adição de fonte externa de carbono no início da fase anóxica para a desnitrificação e remoção biológica de fósforo; e,
- No módulo 2 (Figura 4), os reatores foram utilizados em série, UASB/RBS, com o reator UASB recebendo diretamente o dejetos suíno bruto. Neste módulo, o período de reação do RBS foi submetido a condições aeróbias e anóxicas com adição de metanol no início da fase anóxica, como fonte de carbono para a desnitrificação e remoção biológica de fósforo.

Figura 3 – Fluxograma operacional do módulo 1.



Fonte: Próprio Autor (2018)

Figura 4 – Fluxograma operacional do módulo 2.

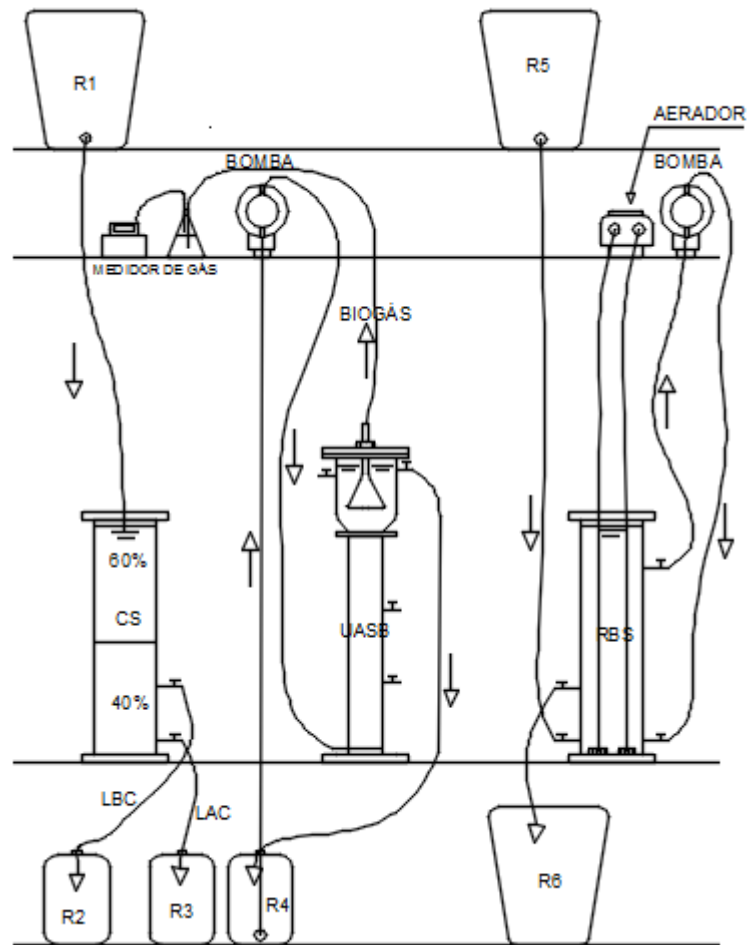


Fonte: Próprio Autor (2018)

4.1. Descrição da instalação experimental

O sistema de tratamento proposto nesta pesquisa foi adaptado de Yang et al. (2016), e foram utilizados uma coluna de sedimentação (CS), um reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) e um reator em batelada sequencial (RBS). A instalação experimental do processo anaeróbio/aeróbio empregue no desenvolvimento deste trabalho apresentava fluxogramas operacionais distintos para os módulos 1 (Figuras 5 e 6) e 2 (Figuras 7 e 8).

Figura 5 – Esquema da instalação experimental utilizada no módulo 1.



Legenda: CS - Coluna de Sedimentação; LAC - Líquido de Alta Concentração; LBC - Líquido de Baixa Concentração; RBS - Reator em Batelada Sequencial; R1 – Reservatório com dejetos suíno bruto; R2 – Reservatório com LBC; R3 – Reservatório com LAC; R4 – Reservatório com LAC e efluente do reator UASB; R5 – Reservatório com líquido misto e R6 – Reservatório com efluente do RBS.

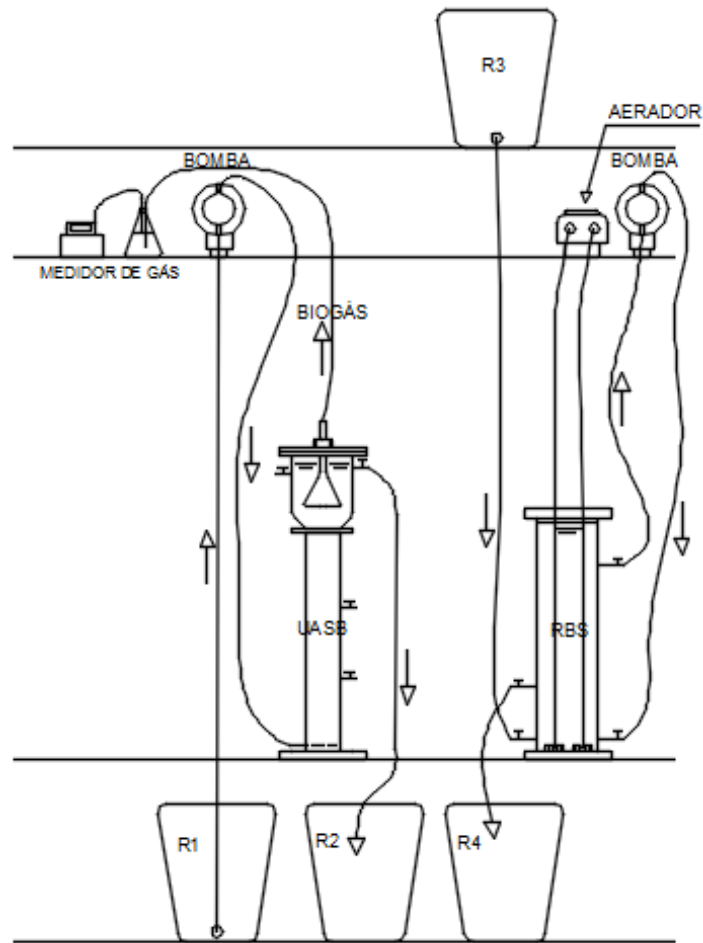
Fonte: Próprio Autor (2018)

Figura 6 – Instalação experimental utilizada no módulo 1.



Fonte: Próprio Autor (2018)

Figura 7 – Esquema da instalação experimental utilizada no módulo 2.



Legenda: RBS - Reator em Batelada Sequencial; R1 – Reservatório com dejetos suíno bruto; R2 e R3 – Reservatórios com efluente do reator UASB e R4 – Reservatório com efluente do RBS.

Fonte: Próprio Autor (2018)

Figura 8 – Instalação experimental utilizada no módulo 2.

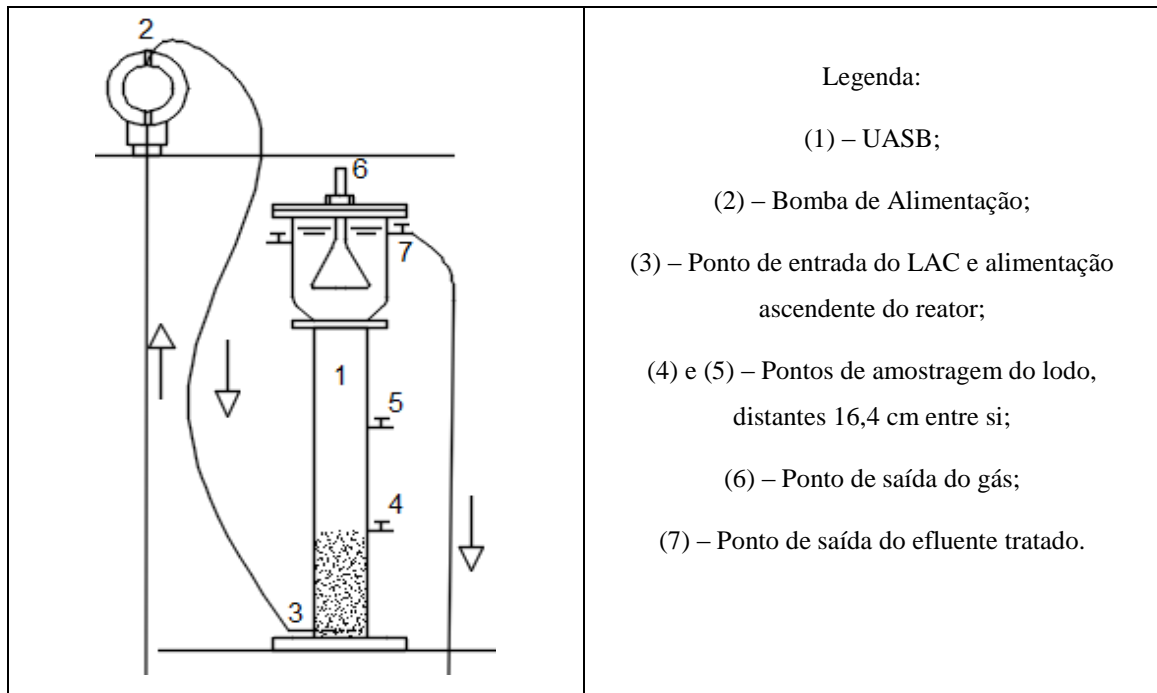


Fonte: Próprio Autor (2018)

A coluna de sedimentação utilizada é feita de acrílico com diâmetro de 14,5 cm e uma altura de 54 cm, com um volume total de 9 L e um volume útil de 8,25 L. Antes do experimento foi desenhada uma linha divisória na coluna de decantação a 22 cm do fundo para assegurar uma relação líquido de alta concentração (LAC) para líquido de baixa concentração (LBC) (v/v) de 4:6.

O reator UASB utilizado é construído em acrílico com 70 cm de altura e diâmetro interno de 8 cm na parte inferior (zona de digestão) e 14 cm na parte superior (zona de sedimentação), com aproximadamente 4,65 L de volume total (Figura 9). Foi instalada uma bomba peristáltica para alimentação do reator com o LAC constante no reservatório R4, no módulo 1, e dejetos bruto constante no R1, no módulo 2.

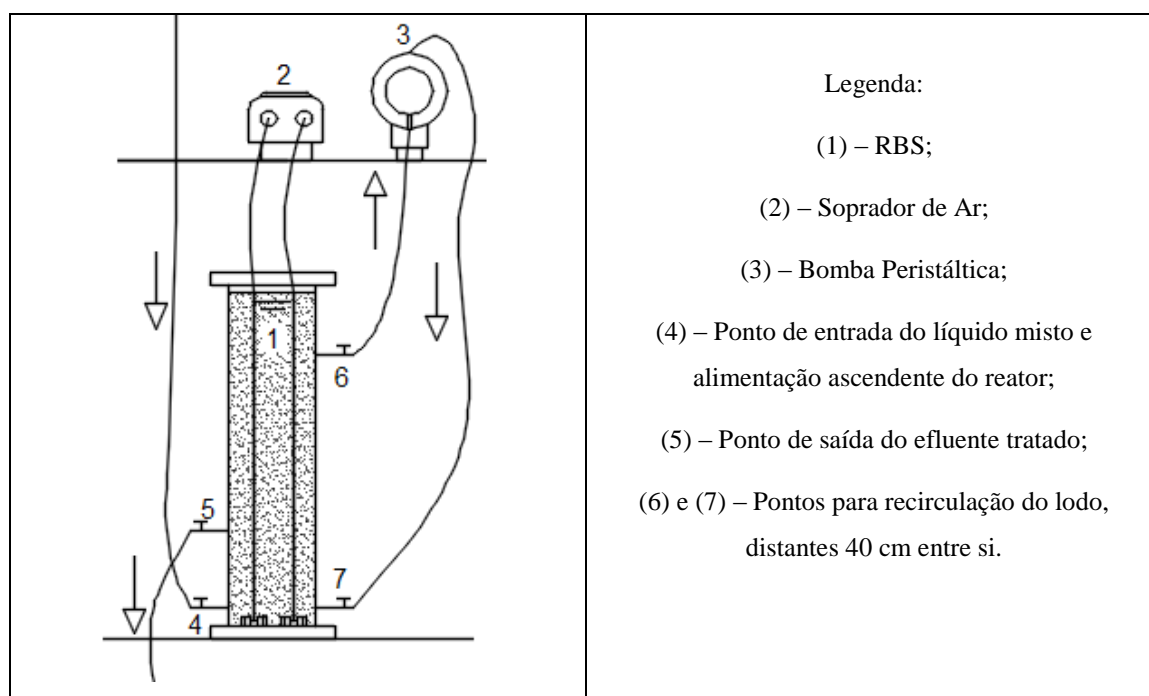
Figura 9 – Instalação do UASB utilizado



Fonte: Próprio Autor (2018)

O reator em batelada sequencial (RBS) utilizado é construído em acrílico com 14,5 cm de diâmetro e 54 cm de altura, com volume útil de 8 L (Figura 10). No RBS foi instalado um soprador de ar com a função de fornecer ar ao sistema e uma bomba peristáltica para a recirculação do lodo em seu interior. O acionamento e desligamento tanto da bomba de recirculação quanto do aerador era executado por meio de dois temporizadores analógicos.

Figura 10 – Instalação do RBS utilizado



Fonte: Próprio Autor (2018)

No módulo 1, o sistema contou com 6 (seis) reservatórios plásticos com volumes de 15 L (R1, R5 e R6) e 5 L (R2, R3 e R4). Onde os reservatórios R1 e R5 estavam situados em posição superior ao sistema e serviram para alimentação da coluna de sedimentação e do RBS, respectivamente. Já os reservatórios R2 e R3 recebiam, respectivamente, o LBC e o LAC da coluna de sedimentação. No caso de R3, o LAC contido nele era transferido para R4, que servia para alimentação do reator UASB e recebimento de seu efluente. Por último, R6 recebia o efluente do RBS.

No módulo 2, o sistema contou com 4 (quatro) reservatórios plásticos com volume de 15 L cada. Onde, os reservatórios R1 e R2 serviam, respectivamente, para alimentação do reator UASB e recebimento de seu efluente, que era transferido para R3 para alimentação do RBS, que tinha seu efluente recebido por R4.

A instalação experimental foi montada no Laboratório de Saneamento Ambiental (LSA) da Universidade Federal de Alagoas (UFAL).

4.2. Resíduo a ser tratado

Para a execução do presente trabalho, as águas residuárias da suinocultura foram coletadas em uma granja de suínos de ciclo completo (Figura 11), com os animais separados por fases do ciclo de vida (maternidade, crescimento e terminação), localizada no município de Viçosa, Zona da Mata de Alagoas, a 93 km de Maceió, a capital do estado. Os resíduos

provenientes dessa atividade, segundo Diesel et al. (2002), são basicamente constituídos de fezes, urina, resíduos de ração, pelos e água (de lavagem e de perda de bebedouros).

Figura 11 – Granja de suínos onde realizaram-se as coletas dos resíduos



Fonte: Próprio Autor (2018)

A coleta se deu na descarga da lâmina d'água nas baias de confinamento (Figura 12), após a homogeneização do resíduo presente na lâmina. As amostras foram coletadas em um balde plástico, e logo após houve peneiramento das águas residuárias, em duas etapas, variando a abertura de 3 a 1 mm, antes do armazenamento em bobonas de 5 a 20 L (Figuras 13 e 14). Esta medida foi tomada com o objetivo de promover um tratamento preliminar, para remoção dos sólidos mais grosseiros, de modo a evitar danos ao sistema. Em seguida as amostras foram levadas para o Laboratório de Saneamento Ambiental (LSA) do Centro de Tecnologia (CTEC) da Universidade Federal de Alagoas (UFAL), campus A.C. Simões, onde procederam-se as análises e foram acondicionadas de forma adequada – congeladas em freezer para garantir a uniformidade em sua composição.

Figura 12 – Baia de confinamento de porcos na granja local de estudo



Fonte: Próprio Autor (2018)

Figura 13 – Realização da coleta das águas residuárias



Fonte: Próprio Autor (2018)

Figura 14 – Separação dos sólidos grosseiros



Fonte: Próprio Autor (2018)

O resíduo foi coletado periodicamente de acordo com a necessidade do experimento, tendo sido realizadas 4 coletas, no período de maio a setembro de 2018, onde os parâmetros estudados para sua caracterização foram: Demanda Química de Oxigênio (DQO), Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK) e Amomiacal (N-NH_4^+), Fósforo (P), pH, Alcalinidade, Ácidos Voláteis, Sólidos Totais (ST), Fixos (SF) e Voláteis (SV), determinados de acordo com as metodologias descritas no item 4.5.2 deste trabalho.

4.3. Inoculação e partida do sistema

Para inocular o reator anaeróbio, foram utilizados 0,85 L de lodo coletado de um reator em batelada sequencial anaeróbio em escala de bancada, tratando esgoto sanitário sintético, de uma pesquisa desenvolvida anteriormente. Da mesma pesquisa, para inocular o RBS, foram utilizados 2,0 L de lodo proveniente de um reator em batelada sequencial aeróbio/anóxico. Os lodos foram caracterizados por meio de análise de sólidos totais, fixos e voláteis e pH.

Os lodos utilizados não sofreram adaptação e nenhum processo de tratamento antes da inoculação. Apenas foram deixados em repouso à temperatura ambiente por 12 horas e logo após retirou-se a água sobrenadante. Os lodos sedimentados foram homogeneizados, retirada uma amostra de cada para caracterização, e foi feita a inoculação dos reatores.

4.4. Operação do sistema

Todo o sistema funcionou à temperatura ambiente e com aferição diária por meio de termômetro ambiental analógico colocado na cabine dos reatores.

4.4.1. Operação da coluna de sedimentação

A coluna de sedimentação utilizada no módulo 1 deste trabalho operava da seguinte forma: O resíduo bruto era colocado em R1, que por gravidade alimentava a coluna onde havia a separação das águas residuárias de suínos na relação LAC a LBC de 4:6. As águas residuárias eram sujeitas a 3 h de sedimentação, conforme estudo de Yang et al. (2016). O sobrenadante acima da linha divisória (LBC) e o sedimento abaixo da linha divisória (LAC) eram descartados em dois reservatórios distintos, R2 e R3, respectivamente, para análise e submissão ao tratamento anaeróbio-aeróbio.

A entrada do substrato e descarte do LAC e LBC era executada por meio de acionamento manual dos registros de entrada e saída da unidade.

4.4.2. Operação do reator UASB

O Reator UASB foi operado de forma contínua, sendo alimentado no módulo 1 com o LAC contido no R4, com uma recirculação, e no módulo 2 com o dejetos bruto contido no R1. A vazão de alimentação foi de 0,30 L/h, correspondendo assim a um tempo de detenção hidráulica (TDH) de 15,5 horas e carregamento hidráulico volumétrico (CHV) de 1,55 m³/m³.d.

A finalidade deste reator foi de remover a maior fração de matéria orgânica e promover a amonificação. Foi programado o descarte do excesso de lodo sempre que o mesmo atingia o dobro de seu volume, ou seja, que tinha sido atingido 2/3 do volume do reator.

4.4.3. Operação do RBS

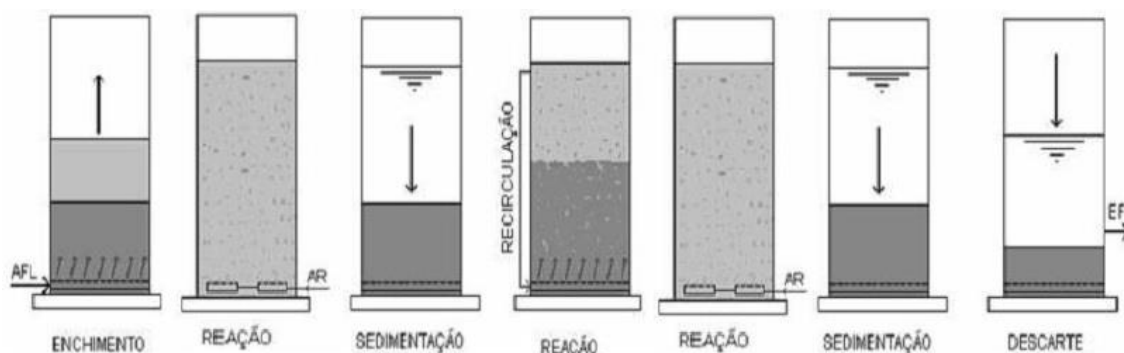
O reator em batelada sequencial (RBS) utilizado, que operou sob condições alternadas aeróbia/anóxica, foi alimentado no módulo 1 com a mistura do efluente do UASB e o LBC, através do R5, a uma razão de 4:6. Já no módulo 2, o reator foi alimentado através do R3 com o efluente do UASB. O RBS tinha a finalidade de remover a matéria orgânica remanescente, realizar a nitrificação, remoção biológica de fósforo e desnitrificação.

Após o enchimento era acionado o aerador, que possuía suas duas saídas conectadas através de mangueiras de borracha a quatro pedras porosas no fundo do reator, para promover a mistura da massa líquida com a biomassa (fase aeróbia). Em seguida o aerador era desligado, e após 30 minutos de sedimentação do lodo era acionada a bomba peristáltica para promover a

recirculação do efluente (fase anóxica), com vazão de recirculação de 0,1 L/min, correspondente a 3 vezes o volume a ser tratado no reator. Posteriormente à fase anóxica, o aerador era novamente acionado e só desligado ao fim do período estabelecido para essa segunda fase aeróbia, que coincidia com o fim da etapa de reação. Logo após, ocorria a sedimentação, onde havia separação da fração líquida da sólida em suspensão. Por fim, ocorria o descarte do sobrenadante e período de inatividade do reator até o início de um novo ciclo operacional.

A entrada do substrato e descarte de efluente era executada por meio de acionamento manual dos registros de entrada e saída da unidade. O controle do sistema, no que se refere liga/desliga da bomba de recirculação e liga/desliga do aerador, foi executado por meio de dois temporizadores analógicos previamente programados de acordo com o período de cada fase do ciclo operacional. A Figura 15 a seguir ilustra o funcionamento do RBS, conforme descrito.

Figura 15 – Ciclo operacional do RBS



Fonte: Adaptado de Callado (2001)

- **Módulo 1**

O sistema operacional funcionou em duas etapas, com ciclos de 24 horas cada (1 ciclo/dia), sendo diferenciadas pela duração do período de reação:

- **Etapa 1, com período de repouso:**

Nesta etapa o sistema operou durante 93 dias com ciclos de 24 horas, considerando, além dos períodos de enchimento, reação, sedimentação e descarte, um período de repouso entre o fim de um ciclo e o início de outro. Esta etapa contou com uma única fase, conforme apresentado na Tabela 2:

Tabela 2 – Tempo de duração dos períodos do ciclo de 24 horas da etapa 1

	Período do ciclo	Fase única
	Enchimento	0,25 h
	Aeróbia	6 h
Reação (12h)	Sedimentação	0,5 h
	Anóxica	3 h
	Fonte ext. de carbono	-
	Aeróbia	2,5 h
	Sedimentação	3,5 h
	Descarte	0,25 h
	Descanso	8 h
	Nº de ciclos	93

Fonte: Próprio Autor (2018)

Não foi adicionada nesta etapa fonte externa de carbono no início do período anóxico para desnitrificação e remoção de fósforo.

○ **Etapa 2, sem período de repouso:**

Nesta etapa o sistema operou durante 54 dias, com ciclos de 24 horas, sem período de repouso. Esta etapa foi dividida em 2 fases operacionais, sendo diferenciadas em função da adição de fonte de carbono (metanol) na fase anóxica para remoção biológica de fósforo e desnitrificação. Além do exposto, era adicionado bicarbonato de sódio ao afluente (2.000,00 mg/L) para aumento da alcalinidade. As duas fases são detalhadas na Tabela 3:

Tabela 3 – Tempo de duração das fases do ciclo de 24 horas da etapa 2.

	Período do ciclo	1ª Fase (32 dias)	2ª Fase (22 dias)
	Enchimento	0,25 h	0,25 h
Reação (20h)	Aeróbia	14 h	14 h
	Sedimentação	0,5 h	0,5 h
	Anóxica	3 h	3 h
	Fonte ext. de carbono	-	1.448,3 mg.Metanol/L
	Aeróbia	2,5 h	2,5 h
	Sedimentação	3,5 h	3,5 h
	Descarte	0,25 h	0,25 h
	Descanso	-	-
	Nº de ciclos	32	22

Fonte: Próprio Autor (2018)

- **Módulo 2**

Neste módulo o sistema operacional funcionou em uma única etapa, com ciclos de 24 horas, durante 41 dias. Foi adicionado metanol na fase anóxica, como fonte externa de carbono, para desnitrificação e remoção biológica de fósforo. Além do exposto, era adicionado bicarbonato de sódio ao afluente (2.000,00 mg/L) para aumento da alcalinidade. Os períodos do ciclo desse módulo estão detalhados na Tabela 4 a seguir:

Tabela 4 – Tempo de duração dos períodos do ciclo de 24 horas do módulo 2.

	Período do ciclo	Fase única
	Enchimento	0,25 h
Reação (12h)	Aeróbia	14 h
	Sedimentação	0,5 h
	Anóxica	3 h
	Fonte ext. de carbono	1.448,3 mg.Metanol/L
	Aeróbia	2,5 h
	Sedimentação	3,5 h
	Descarte	0,25 h
	Descanso	-
	Nº de ciclos	41

Fonte: Próprio Autor (2018)

A quantidade da fonte externa de carbono adicionada (11 mL de metanol) foi calculada em função da concentração média de nitrato potencialmente disponível para desnitrificar da fase anterior, que dava uma relação teórica de C/N de 1,1 (CALLADO, 2001).

A duração de cada etapa e fase dependia da resposta do RBS, as quais eram modificadas sempre que o mesmo apresentava comportamento estável, ou seja, repetição dos dados operacionais de controle (DQO e ciclo do nitrogênio).

4.5. Monitoramento

4.5.1. Amostragem

No módulo 1, foram coletadas amostras dos efluentes armazenados em R2 e R3 (após a coluna de sedimentação), do efluente armazenado em R4 (após a etapa anaeróbia) e do efluente armazenado em R6 (após o fim do ciclo operacional do RBS).

No módulo 2, foram coletadas amostras do afluente, do efluente armazenado em R2 (após a etapa anaeróbia) e do efluente armazenado em R4 (após o fim do ciclo operacional do RBS).

Para análise de gás, foram coletadas amostras na mangueira de silicone conectada na saída de gás do reator UASB.

4.5.2. Parâmetros, métodos e frequência das análises

Para o monitoramento do sistema foram analisados os parâmetros apresentados na Tabela 5, com os respectivos métodos de determinação e frequência de análise.

Tabela 5 – Parâmetros analisados, métodos e frequências de análises

PARÂMETRO	MÉTODO	FREQUÊNCIA			
		Dejeto Bruto (módulo 2)	LAC e LBC (módulo 1)	EF. UASB	EF. RBS
pH	Potenciométrico	Diário	Diário	Diário	Diário
Alcalinidade (mg/L)	Titulométrico	2x por semana	2x por semana	2x por semana	2x por semana
Ácidos Voláteis (mg/L)	Titulométrico	2 x por semana	2 x por semana	2 x por semana	2 x por semana
DQO (mg/L)	Espectrofotométrico	2x por semana	2x por semana	2x por semana	2x por semana
Oxigênio Dissolvido (mg/L)	-	-	-	-	2x por semana
ST, SF e SV (mg/L)	Gravimétrico	2x por semana	2x por semana	2x por semana	2x por semana
Nitrogênio Total Kjeldahl (mg/L)	Titulométrico	2x por semana	2x por semana	2x por semana	2x por semana
N. Amoniacal: N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	Titulométrico	2x por semana	2x por semana	2x por semana	2x por semana
Nitrito: N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	Espectrofotométrico	-	-	-	2x por semana
Nitrato: N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	Espectrofotométrico	-	-	-	2x por semana
Fósforo: P-PO ₄ (mg/L)	Espectrofotométrico	2x por semana	2x por semana	2x por semana	2x por semana
Composição do Gás (%)	Cromatografia gasosa	-	-	1x por semana	-

Legenda: DQO – Demanda Química de Oxigênio; ST – Sólidos Totais; SF – Sólidos Fixos; SV – Sólidos Voláteis.

Fonte: Próprio Autor (2018)

Além dessa frequência de análises, no final da etapa 1 do módulo 1 do RBS, foi realizado o perfil temporal dos seguintes parâmetros: DQO, fósforo, NTK e nitrogênio amoniacal. As amostras eram coletadas no início do ciclo, a cada 1,5 horas na primeira fase aeróbia, a cada 1 hora na fase anóxica, a cada 50 minutos na segunda fase aeróbia e após descarte do efluente no final do ciclo operacional.

As concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-NH₃⁻ + N-NH₄⁺), fósforo (P-PO₄³⁻), sólidos voláteis totais (SV) e sólidos totais (ST), foram determinadas de acordo com o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 1998).

As análises de nitrato e nitrito foram realizadas segundo Mackereth et al. (1978). Para análise de alcalinidade total (AT), intermediária (AI) e a bicarbonato (AP), utilizou-se o método titulométrico modificado por Ripley et al. (1986).

Os AV foram analisados pelo método titulométrico proposto por Dillalo & Albertson (1961), embora se saiba que este método é pouco preciso para baixas concentrações. Portanto,

os AV determinados pelo método titulométrico serviram apenas para estimar e acompanhar as variações deste parâmetro durante o trabalho experimental.

O oxigênio dissolvido foi determinado com o uso de um oxímetro da marca ALFAKIT modelo AT 160.

O lodo biológico acumulado nos reatores foi caracterizado por meio de análises de sólidos totais (ST), fixos (SF) e voláteis (SV).

A composição do biogás (CO₂, CH₄ e outros gases) produzido no reator UASB foi detectada por cromatografia gasosa, de acordo com a metodologia aplicada por Maintinguer et al. (2008), utilizando-se um cromatógrafo gasoso de alta resolução, da marca Shimadzu, modelo GC 2010, munido de detector de condutividade térmica (TCD), com as seguintes configurações:

- Coluna CarboxenTM 1010 PLOT com capilar de sílica fundida (30m x 0,53mm);
- Temperaturas do injetor, detector e coluna: 30, 200 e 230 °C, respectivamente;
- Fluxo do gás de arraste (argônio): 21,9 cm/s; e,
- Tempo total de análise: 6,87 min.

Para a análise, eram retiradas amostras de 1 ml da fase gasosa do *headspace* do reator em operação, com o auxílio de seringa *gastight* com trava, que posteriormente era inserida no cromatógrafo para determinação dos gases produzidos. A área de gás metano lida nas curvas geradas pelo *software* LabSolutions resulta na quantidade de mols deste gás.

As análises foram realizadas no Laboratório de Saneamento Ambiental (LSA), com exceção da cromatografia gasosa que foi realizada no Laboratório de Controle Ambiental (LCA), localizados no Centro de Tecnologia da UFAL (CTEC/UFAL).

4.6.Cálculo dos principais parâmetros

Os itens seguintes apresentam as principais equações utilizadas para cálculo dos parâmetros necessários para melhor interpretação desta pesquisa.

4.6.1. Eficiência de remoção de Matéria Carbonácea

A eficiência de remoção de matéria carbonácea foi medida em termos de DQO com base na diferença entre a DQO afluyente e efluyente, tanto do sistema como um todo, quanto de cada unidade individualmente, de acordo com a Equação 1.

$$\%EFIC. DQO = \frac{DQO_{af} - DQO_{ef}}{DQO_{af}} \times 100 \quad (1)$$

4.6.2. Eficiência de remoção de Nitrogênio

A eficiência de remoção de nitrogênio foi determinada, baseando-se na diferença entre a concentração de Nitrogênio Total afluente e efluente (nas suas diversas formas), tanto do sistema como um todo, assim como também de cada unidade individualmente, de acordo com a Equação 2.

$$\%EFIC. N = \frac{(NTK + NO_2^- + NO_3^-)_{af} - (NTK + NO_2^- + NO_3^-)_{ef}}{(NTK + NO_2^- + NO_3^-)_{af}} \times 100 \quad (2)$$

4.6.3. Eficiência de remoção de Fósforo

A eficiência de remoção de fósforo foi determinada, com base na diferença entre a concentração de Fósforo afluente e efluente tanto do sistema como um todo, quanto de cada unidade individualmente, de acordo com a Equação 3.

$$\%EFIC. P = \frac{(PO_4^{3-})_{af} - (PO_4^{3-})_{ef}}{(PO_4^{3-})_{af}} \times 100 \quad (3)$$

4.6.4. Tempo de Detenção Hidráulica (TDH)

$$TDH (h) = \frac{\text{Volume útil do reator (L)}}{\text{Vazão (L/h)}} \quad (4)$$

4.6.5. Taxa de Carregamento Orgânico (TCO) aplicada

$$TCO \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{dia}} \right) = \frac{DQO_{af} (g/L)}{TDH (dia)} \quad (5)$$

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1. Caracterização das águas residuárias de suínos

As águas residuárias da suinocultura utilizadas nesse estudo foram caracterizadas através de análises dos seguintes parâmetros: Demanda Química de Oxigênio (DQO), Nitrogênio Total (NTK) e Amoniacal (N-NH₄⁺), Fósforo (P), pH, Alcalinidade, Ácidos Voláteis, Sólidos Totais (ST), Fixos (SF) e Voláteis (SV). Os valores médios estão apresentados na Tabela 6.

Tabela 6 – Valores observados na caracterização das águas residuárias de suínos

Caracterização Dejetos Suínos				
Parâmetros	1ª Coleta 29/05/2018	2ª Coleta 10/07/2018	3ª Coleta 01/08/2018	4ª Coleta 03/09/2018
pH	7,71	7,89	8,02	7,27
Ácidos Voláteis (mg/L)	502	575	539	606
Alcalinidade Parcial (mg/L)	1.204	1.180	1.454	494
Alcalinidade Total (mg/L)	1.570	1.612	1.877	872
DQO (mg/L)	3.555	3.346	3.421	3.633
NTK (mg/L)	443	507	654	469
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	163	224	360	336
Fósforo (mg/L)	-	28	32	53
ST (mg/L)	2.374	3.744	3.473	3.962
SV (mg/L)	1.480	2.210	2.193	2.192
SF (mg/L)	894	1.534	1.280	1.770

Fonte: Próprio Autor (2018)

É possível verificar que tanto nos resultados encontrados nesse estudo (Tabela 6), quanto nos presentes na literatura (Tabela 1), há muita variabilidade nas características dos dejetos, que pode ser explicada devido ao manejo adotado na granja e alguns interferentes como espécie, sexo, tamanho, raça, dieta, atividade dos animais, temperatura e umidade do ar. Mesmo assim, alguns valores encontrados foram próximos aos de diferentes autores.

A DQO das águas residuárias utilizadas no presente estudo apresentou valores na faixa de 3.346 a 3.633 mg/L, que se aproximam dos 3.023,75 mg/L encontrados por Batista (2013), em pesquisa com resíduos coletados em uma pequena propriedade rural da região metropolitana de Maceió-AL. Outros valores próximos para esse parâmetro foram: 2.560 mg/L encontrados por Souza et al. (2016), em pesquisa realizada com dejetos de uma granja comercial de ciclo completo com 500 animais, no município de Diamantina-MG, e 4.698 mg/L, encontrados por Sousa (2014) na saída das instalações de uma granja de suínos na fase de terminação (fase na qual os animais vindos da creche são criados até o abate). No entanto, há valores como os 65.090 mg/L encontrados por Kunz et al. (2005), que é em torno de 19 vezes maior que os achados neste estudo.

Como a DQO mede a quantidade de oxigênio requerido para estabilização da matéria orgânica, quanto maior o valor deste parâmetro, mais nocivo é o resíduo para a biodiversidade aquática, quando há o lançamento em corpos d'água sem o devido tratamento. Para efeito comparativo, verifica-se que os valores constantes nas Tabela 6 são bastante superiores ao de um esgoto doméstico, que segundo Von Sperling (2014) é de 700 mg/L.

Os valores mínimo e máximo de Nitrogênio Total Kjeldahl, de 443 e 654 mg/L, respectivamente, nas 4 amostras coletadas, apresentam-se abaixo dos citados na literatura, que variam de 743 a 4.530 mg/L. Em relação a concentração de nitrogênio amoniacal, os valores apresentados variaram de 163 a 360 mg/L, sendo semelhantes aos 250 mg/L encontrados por Bu et al. (2017), em seu estudo com resíduos coletados de uma fazenda de porcos na Ilha de Chongming, Xangai. Os resultados das duas últimas coletas se aproximaram também dos 384 mg/L encontrados no trabalho de Marchi (2010), realizado com dejetos coletados na fazenda São Carlos, localizada na cidade de Descalvado-SP. De acordo com Von Sperling (2014), o nitrogênio, junto com o fósforo, são elementos necessários para o crescimento de algas, sendo, quando em grandes quantidades em ambientes lênticos, responsáveis pelo processo de eutrofização (crescimento exagerado de algas).

Os resultados constantes na Tabela 1 para pH variam de 5,9 a 8,0, sendo estes apresentados nos estudos de Santos (2011) e Souza (2016), respectivamente. Diante disso, verifica-se que os valores na faixa de 7,27 a 8,02, encontrados para as águas residuárias da granja local de estudo, estão dentro desse intervalo, exceto na 3ª coleta.

Ainda é possível verificar através da Tabela 6 que a razão entre as concentrações médias de sólidos voláteis e sólidos totais foi de 0,60, mostrando que 60% do dejetos suíno coletado era orgânico.

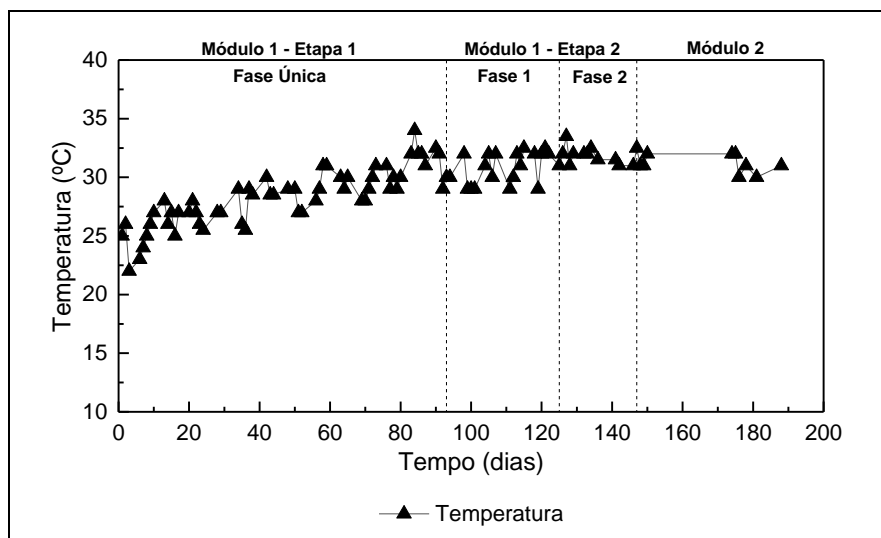
De maneira geral, pode-se observar com a caracterização das águas residuárias de suínos coletadas para o estudo, que os parâmetros analisados se encontram com valores abaixo dos reportados na literatura. Tal fato pode ser atribuído ao pré-tratamento dado a esses resíduos durante as coletas realizadas.

5.2. Monitoramento do desempenho dos reatores

O desempenho dos reatores utilizados na composição do sistema anaeróbio/aeróbio estudado foi acompanhado durante todo o período operacional (188 dias), através das análises de DQO, NTK, $N-NH_4^+$, $N-NO_2^-$, $N-NO_3^-$, $P-PO_4^{3-}$, pH, AT, AI, AP, AV, ST, SF e SV do LAC, LBC, efluentes do UASB e do RBS (durante o módulo 1) e do afluente e efluentes do UASB e do RBS (módulo 2).

O sistema operou à temperatura ambiente, oscilando entre 22°C e 34°C, com uma média de 29,5°C, conforme ilustrado na Figura 16.

Figura 16 – Comportamento da temperatura ao longo da operação do sistema



Fonte: Próprio Autor (2019)

Pela Figura 16 é possível verificar que há um comportamento crescente nos valores de temperatura registrados até o 84º dia, e logo após permanecem com uma menor variação até o fim da operação do sistema. Tendo em vista que os reatores operaram à temperatura ambiente, essas variações podem ser explicadas em razão das variações climáticas locais.

Observa-se que a operação do sistema se deu dentro da faixa de 25 a 40°C, classificada como mesofílica (SPERLING, 2014). Esta faixa de temperatura é ideal para as atividades bacterianas e a ocorrência das reações químicas de interesse desse estudo (oxidação de matéria orgânica e remoção de nutrientes) (METCALF; EDDY, 2016). De acordo com Lettinga (1995),

para valores inferiores à temperatura ótima (30 a 35°C), há um decréscimo na taxa máxima de digestão anaeróbia de 11% para cada 1°C reduzido.

A seguir serão apresentados os resultados obtidos durante a operação de cada reator.

5.2.1. Comportamento do reator UASB

Conforme apresentado na Metodologia, o reator UASB utilizado nesse trabalho tinha como objetivo remover a maior fração de matéria orgânica e promover a amonificação. No módulo 1, o reator foi operado durante 147 dias e tinha como afluente o LAC proveniente da etapa anterior (coluna de sedimentação), já no módulo 2, o reator foi operado durante 41 dias e tinha como afluente o dejetos suíno bruto.

Os parâmetros operacionais aplicados ao reator anaeróbio estão apresentados na Tabela 7.

Tabela 7 – Parâmetros operacionais do reator UASB

Parâmetro Operacional	Valor
Qa	0,30 L/h
TDH	15,5 h
CHV	1,55 m ³ /m ³ .dia
COV	5,6 kg/m ³ .dia

Legenda: Qa – Vazão de alimentação; TDH – Tempo de detenção hidráulica; CHV – Carga hidráulica volumétrica; COV – Carga orgânica volumétrica.

Fonte: Próprio Autor (2019)

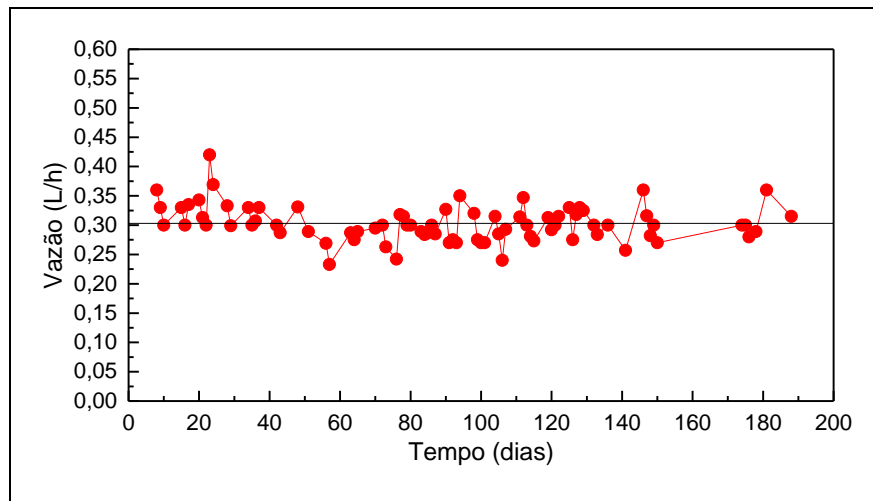
Os valores de Qa, TDH, CHV e COV foram mantidos iguais para os dois módulos. A CHV utilizada, ou seja, o volume de dejetos aplicados diariamente ao reator, no valor de 1,55 m³/m³.dia neste estudo, estão abaixo do limite máximo citado por Campos (1999), de 5,0 m³/m³.dia, onde a partir do qual, segundo o autor, há prejuízos para o funcionamento do sistema, sobretudo a perda excessiva de biomassa, diminuição do grau de estabilização dos sólidos e possibilidade de falhas no sistema. O TDH adotado, de 15,5 h, também está em conformidade com a literatura, uma vez que esse parâmetro é o inverso da CHV, apresentando-se assim, acima do TDH mínimo recomendado de 4,8 h.

Oliveira & Foresti (2004) utilizaram reatores UASB de bancada para tratar águas residuárias da suinocultura e alcançaram resultado satisfatório de remoção de DQO total (84%) aplicando uma COV de 5,72 kg/m³.dia, com um TDH de 12 h. Sendo assim, pode-se afirmar

que os 5,6 kg/m³.dia aplicados no presente estudo não se apresentaram como limitante para o bom funcionamento do sistema.

A Figura 17 mostra o comportamento da vazão de alimentação aferida durante todo o período operacional.

Figura 17 – Comportamento da vazão de alimentação ao longo da operação do UASB



Fonte: Próprio Autor (2019)

É possível verificar através da Figura 17, que as vazões aplicadas pela bomba de alimentação ao reator, com média de $0,30 \pm 0,03$ L/h, foi igual ao valor teórico programado de 0,3 L/h para manter o TDH adotado de 15,5 horas.

Os valores médios obtidos dos parâmetros analisados nos módulos 1 e 2, para o afluente e efluente do Reator UASB, estão apresentados na Tabela 8.

Tabela 8 – Valores médios dos parâmetros avaliados na operação do reator UASB

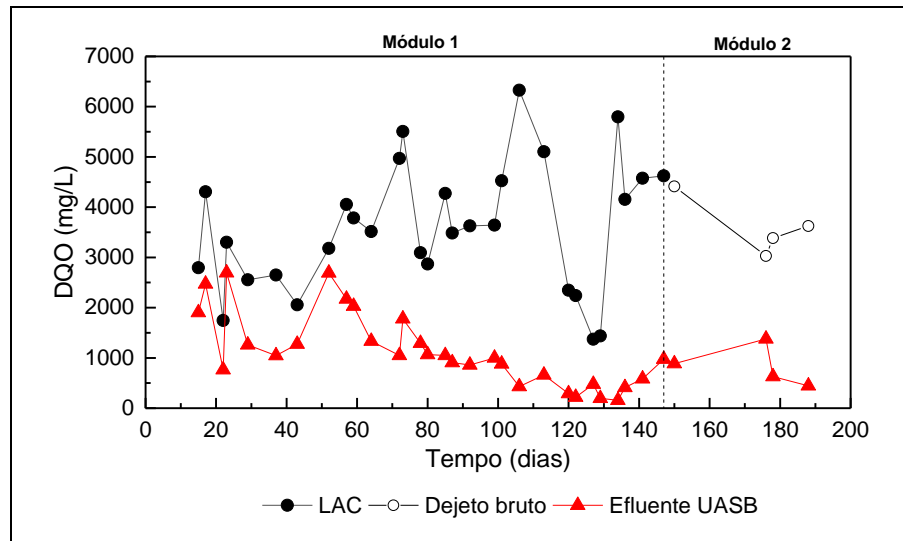
Parâmetros	Módulo 1		Módulo 2	
	LAC	UASB	Dejeto suíno bruto	UASB
pH	7,72 ± 0,33	8,00 ± 0,21	7,05 ± 0,19	7,56 ± 0,16
Ácidos Voláteis (mg/L)	665 ± 365,03	227 ± 146,13	609 ± 29,70	184 ± 89,46
Alcalinidade Parcial (mg/L)	1.192 ± 452,40	1.593 ± 527,11	495 ± 89,41	1.034 ± 87,88
Alcal. Intermed. (mg/L)	631 ± 439,23	210 ± 211,20	438 ± 166,98	151 ± 73,23
Alcalinidade Total (mg/L)	1.823 ± 709,75	1.803 ± 565,18	933 ± 221,42	1.185 ± 63,63
AI/AP	-	0,13	-	0,15
DQO (mg/L)	3.597 ± 1272,91	1.131 ± 728,48	3613 ± 586,97	834 ± 404,94
NTK (mg/L)	597 ± 253,98	532 ± 188,80	379 ± 64,58	309 ± 59,20
N-NH ₄ (mg/L)	328 ± 183,98	384 ± 178,34	215 ± 48,39	236 ± 50,79
P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	49 ± 30,30	33 ± 15,43	47 ± 15,58	39 ± 11,47
ST (mg/L)	3.333 ± 1899,11	1.907 ± 679,28	3.085 ± 17,68	1.508 ± 16,97
SV (mg/L)	1.905 ± 962,88	819 ± 350,57	1.600 ± 24,75	432 ± 11,31
SF (mg/L)	1.428 ± 1020,91	1.087 ± 414,41	1.485 ± 7,07	1.076 ± 5,66

Fonte: Próprio Autor (2019)

5.2.1.1. Remoção de matéria orgânica

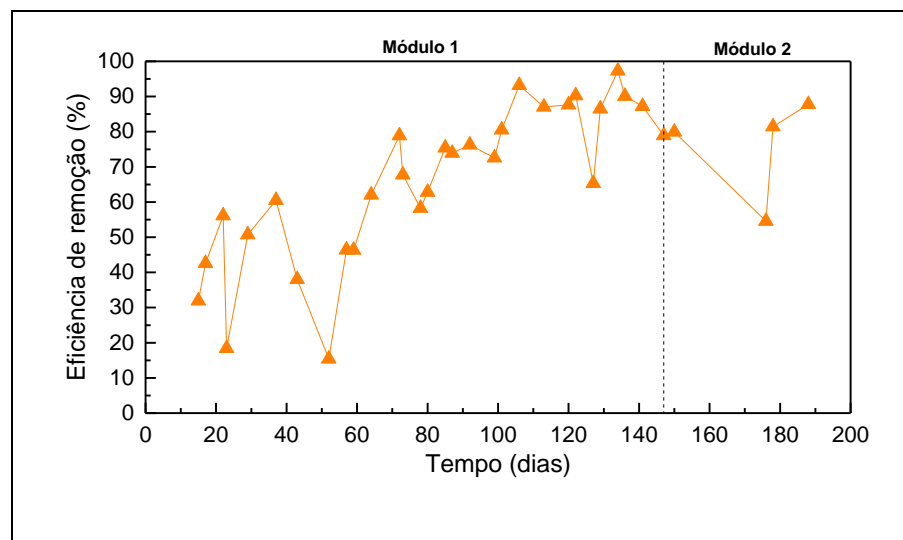
A avaliação da remoção de matéria orgânica foi realizada através da DQO. As Figuras 18 e 19 apresentam, respectivamente, o comportamento da DQO e a eficiência de remoção deste parâmetro durante os dois módulos operacionais do reator.

Figura 18 – Comportamento da DQO ao longo da operação do UASB



Fonte: Próprio Autor (2019)

Figura 19 – Eficiência de remoção da carga orgânica do efluente do UASB



Fonte: Próprio Autor (2019)

No módulo 1, os resultados obtidos mostraram uma concentração média de DQO no afluente e efluente, respectivamente, de 3.597 mg/L e 1.131 mg/L, com uma eficiência média de remoção de 66%. É possível verificar nas primeiras semanas a ocorrência de oscilações na eficiência de remoção de DQO, que se explica em virtude da necessidade de adaptação dos microrganismos decompositores aos resíduos da suinocultura. Observa-se, que a partir do 52º dia de operação, apesar das variações na concentração de DQO afluente permanecerem, o reator suportou essas flutuações e a concentração do efluente começou a diminuir até estabilizar, tendo como consequência, aumento na eficiência de remoção de DQO, que para esse período foi de 76%. A maior eficiência de remoção atingida foi de 97%, no 134º dia de operação.

No módulo 2, a eficiência média de remoção de DQO foi satisfatória atingindo 76%, e aumentou em relação aos 66% de eficiência do módulo anterior. Porém, ao se considerar a eficiência a partir da estabilização do reator, as porcentagens médias de remoção de DQO foram iguais nos dois módulos. Neste período, a maior eficiência de remoção observada foi de 88% e os valores de DQO afluente e efluente variaram, respectivamente, de 3.030 mg/L a 4.414 mg/L e de 444 mg/L a 1.377 mg/L. As concentrações médias de DQO foram de 3.613 mg/L para o afluente e 834 mg/L para o efluente.

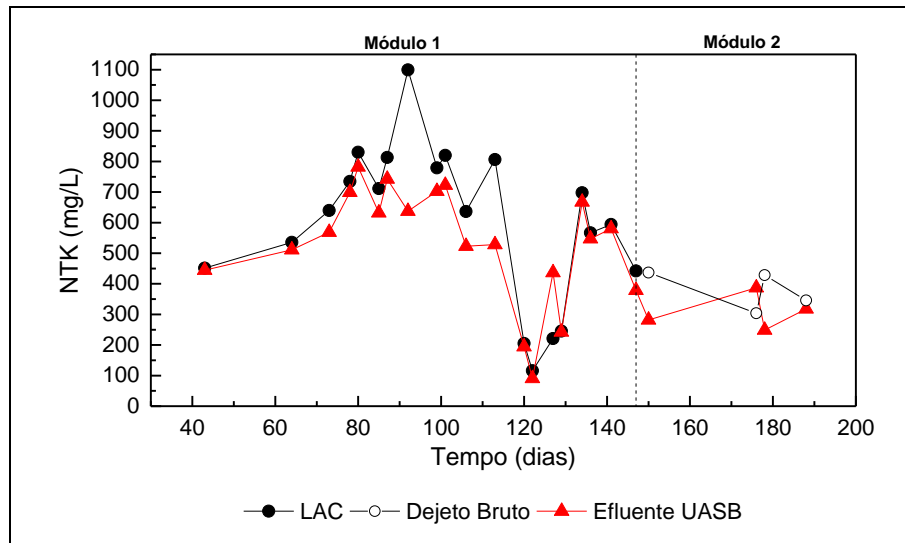
Diante dos resultados alcançados para os módulos 1 e 2, é possível verificar, que em termos de eficiência de remoção de DQO, não houve diferença significativa quando o reator foi alimentado com o LAC ou o dejetto bruto. Inclusive a concentração de DQO do LAC deveria ser maior do que a concentração do dejetto bruto.

Kalyuzhnyl & Sklyar (2000), tratando águas residuárias da suinocultura, alcançaram eficiência de remoção de DQO de 60 a 85%, utilizando reator UASB de bancada e variando o TDH de 8 a 30 h. Oliveira & Santana (2011) operaram dois reatores UASB, em escala-piloto, instalados em série para o tratamento de resíduos da suinocultura e obtiveram eficiência média de remoção de DQO variando de 53 a 88%, com COV de 14,80 a 24,40 kg DQO/m³.dia e TDH de 28 e 11 h e de 14 e 6 h, no primeiro e segundo reator, respectivamente. Segundo Chernicharo (2008), um sistema anaeróbio eficiente para o tratamento de águas residuárias deve apresentar uma remoção de matéria orgânica superior a 65%.

5.2.1.2. Amonificação

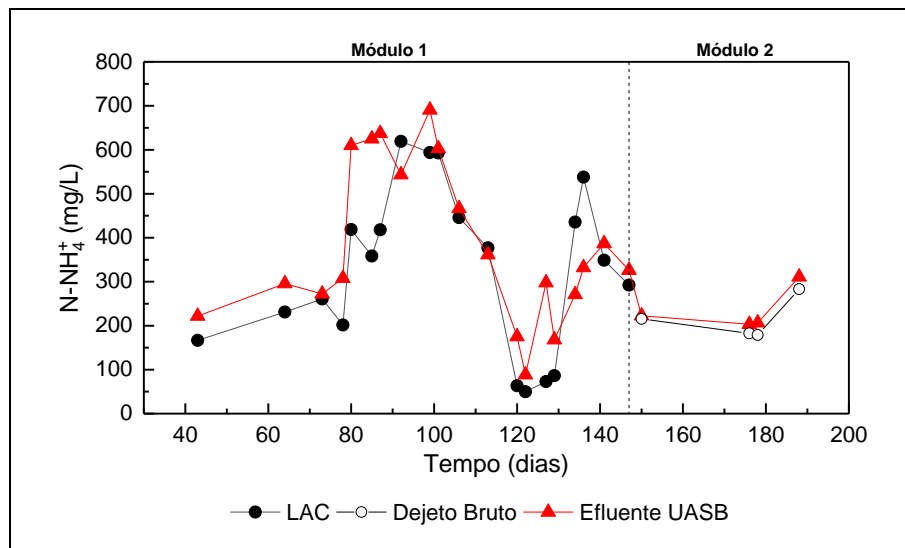
As Figuras 20 e 21 apresentam a variação das concentrações de NTK e nitrogênio amoniacal verificadas durante a operação do reator UASB. Não foi detectada no afluente e efluente a presença de nitrogênio na forma de nitrito e nitrato.

Figura 20 – Comportamento do NTK ao longo da operação do UASB



Fonte: Próprio Autor (2019)

Figura 21 – Comportamento do nitrogênio amoniacal ao longo da operação do UASB



Fonte: Próprio Autor (2019)

Como pode ser observado na Figura 20, houve um pico nas concentrações de NTK afluente, acompanhada pelo efluente, especialmente entre os dias 73 e 113, que foi o período no qual o sistema passou a ser alimentado com os dejetos suínos coletados no dia 01/08/2018 (3ª coleta), onde foi registrada uma concentração média de 654 mg/L para o parâmetro em questão, significativamente superior aos valores das outras três coletas realizadas.

No módulo 1, o NTK, que representa as formas de nitrogênio orgânica e amoniacal, apresentou concentrações médias afluente e efluente de 597 mg/L e 532 mg/L, respectivamente. Em média 45% do NTK afluente estava na forma orgânica e 55% na forma amoniacal. Já no efluente, em média 28% do NTK estava na forma orgânica e 72% na forma amoniacal. O que

resulta em 121 mg/L de nitrogênio orgânico que foram amonificados, representando uma eficiência média de amonificação de 45%.

No entanto, foi possível verificar que o valor de nitrogênio amoniacal afluente foi de 328 mg/L, e o do efluente de 384 mg/L, ou seja, houve um acréscimo de 56 mg/L de nitrogênio na forma amoniacal, inferior aos 121 mg/L de nitrogênio amonificado. Observou-se também, uma remoção de nitrogênio total (NT) de cerca de 65 mg/L, representando uma eficiência média de remoção de NT de 11% no módulo 1.

Como esperado, devido a alimentação direta com o dejetos bruto, no módulo 2 a concentração média afluente de NTK, no valor de 379 mg/L, foi consideravelmente inferior ao verificado no módulo 1. Além disso, aproximadamente 44% do afluente estava na forma orgânica e o efluente apresentou concentração média de 309 mg/L, o que significa uma eficiência média de remoção de NT em torno de 19%. Observou-se uma fração amonificada de 91 mg/L, havendo uma conversão média de quase 56% de nitrogênio orgânico a nitrogênio amoniacal neste módulo, sendo 11 pontos percentuais a mais que o registrado no anterior.

As concentrações médias afluente e efluente de nitrogênio amoniacal no módulo 2 foram, respectivamente, 215 mg/L e 236 mg/L (correspondente a 76% do NTK efluente), e assim é possível constatar que concomitantemente ao aumento da eficiência de amonificação, houve um incremento na porcentagem de NT removido no reator.

Em nenhum dos dois módulos houve a ocorrência de amonificação completa. Os maiores percentuais de nitrogênio amonificado registrados foram de 98% e 89%, nos módulos 1 e 2, respectivamente.

Oliveira & Santana (2011), apresentam em seu estudo que os mecanismos de sedimentação e interceptação na manta de lodo estão relacionados com a redução da concentração de nitrogênio orgânico no efluente dos reatores anaeróbios, os autores demonstraram que a diminuição do TDH provoca queda nas remoções de NTK e nitrogênio orgânico. Deng et al. (2008) utilizando um reator UASB para o tratamento de dejetos suínos, com concentração média de NT de 997 mg/L, alcançaram 19,60% de eficiência de remoção de NT, similar a encontrada neste estudo, com um TDH quase 5 vezes maior, de 3 dias.

As diferenças entre as concentrações afluentes e efluentes que implicaram nas eficiências de remoção de NT nos dois módulos estudados, são justamente as parcelas de nitrogênio orgânico amonificado no reator UASB que não foram observadas na concentração de nitrogênio amoniacal no efluente. Deng et al. (2008), Dos Santos et al. (2007) e Souza et al.

(2016), explicam que essas parcelas restantes de nitrogênio amoniacal produzido podem ter sido assimiladas pelos microrganismos, removidas pela sedimentação do amônio com a fração particulada dos dejetos e/ou ainda ter contribuído, junto com fosfato e magnésio, para formação de estruvita ($MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$).

O fósforo foi outro importante nutriente analisado durante a operação do reator UASB, sendo possível observar eficiências médias de remoção de 24% e 12%, respectivamente, para os módulos 1 e 2. A remoção desse parâmetro em reatores UASB foi atribuída por Deng et al. (2008), Duda & Oliveira (2011) e Souza et al. (2016), à assimilação, retenção de sólidos no reator e à possibilidade de precipitação química com cálcio ou magnésio.

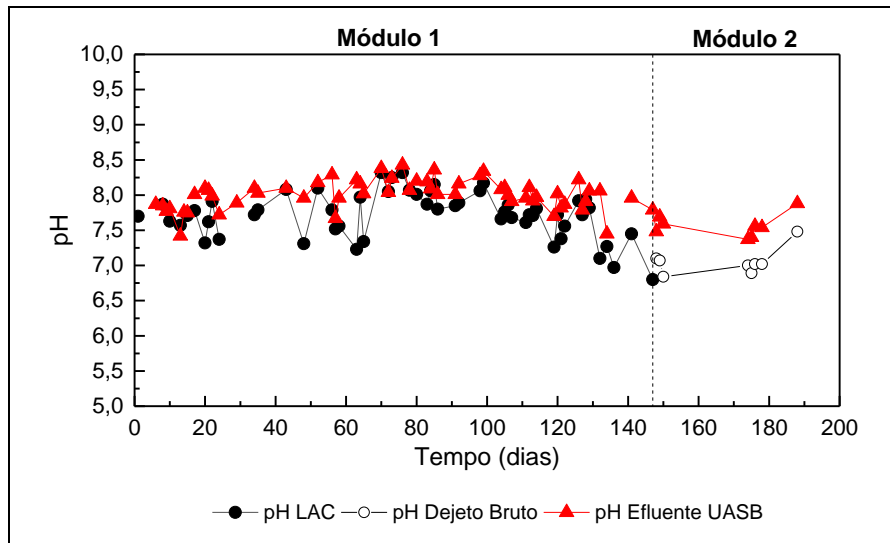
Normalmente em processos anaeróbios recomenda-se uma relação DQO:N:P de 1.000:5:1 no crescimento microbiano (CHERNICHARO, 2008). Porém, verificou-se neste estudo que durante a operação do reator UASB essa relação foi de 1.000:27:6 e 1.000:25:3, nos módulos 1 e 2, respectivamente, removendo-se assim muito mais do que a relação recomendada, o que significa que provavelmente esse excedente não foi utilizado no metabolismo, e sim sua remoção ter ocorrido devido algum dos fatores citados pelos autores anteriores.

5.2.1.3. pH, Alcalinidade e Ácidos Voláteis

Segundo Chernicharo (2008), o pH, a alcalinidade e a concentração de ácidos voláteis são de grande importância para o controle e a operação adequada de reatores anaeróbios, sendo parâmetros estreitamente relacionados.

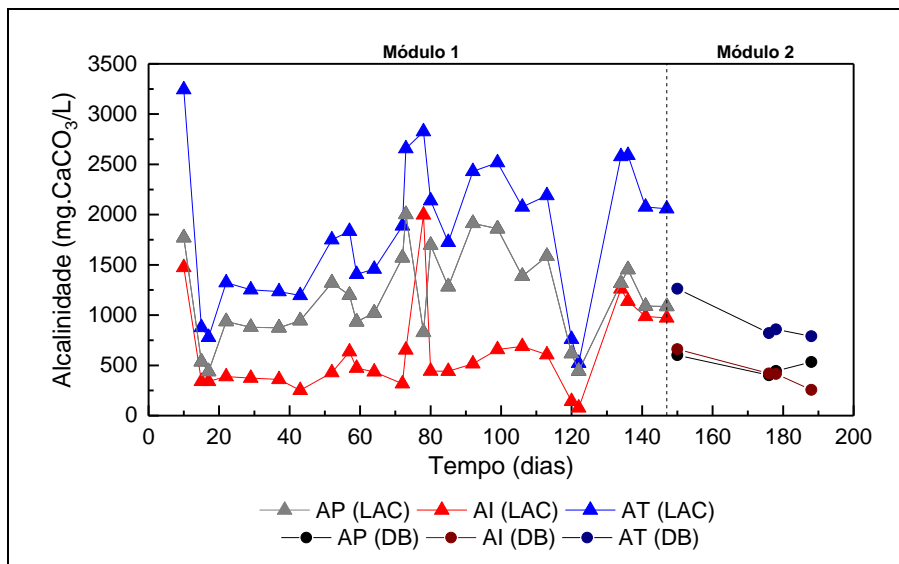
As Figuras 22, 23, 24 e 25 apresentam, respectivamente, o comportamento destes parâmetros ao longo da operação do reator UASB.

Figura 22 – Variação temporal do pH no reator UASB



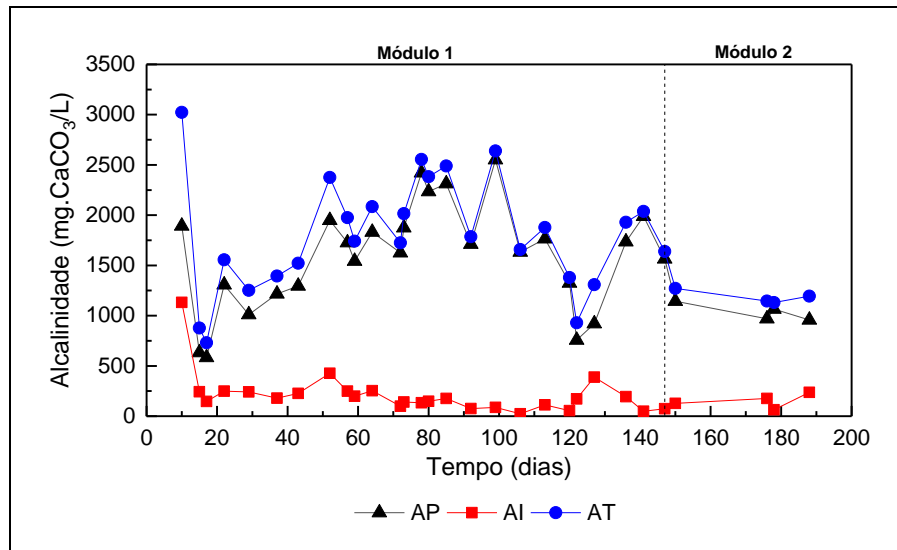
Fonte: Próprio Autor (2019)

Figura 23 – Comportamento da AT, AP e AI no LAC e Dejeito Bruto



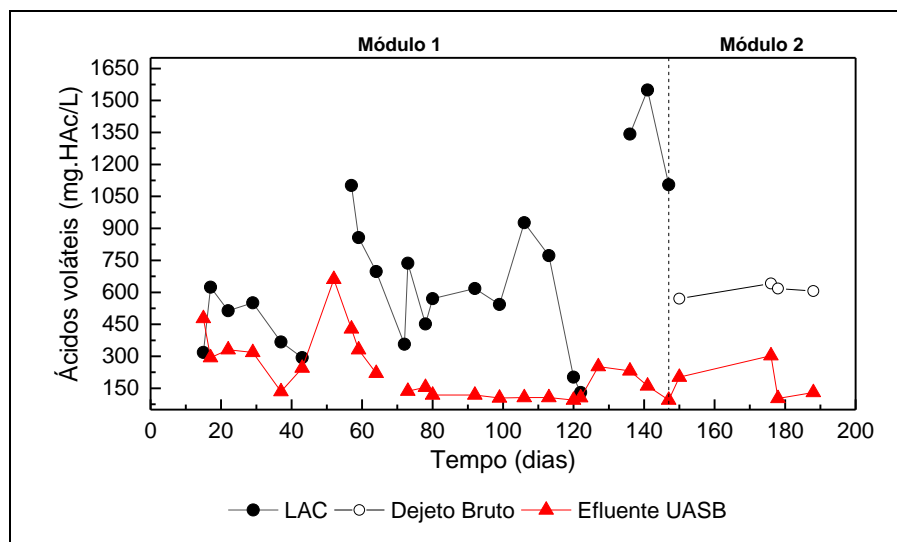
Fonte: Próprio Autor (2019)

Figura 24 – Comportamento da AT, AP e AI no efluente do reator UASB



Fonte: Próprio Autor (2019)

Figura 25 – Comportamento dos Ácidos Voláteis durante a operação do reator UASB



Fonte: Próprio Autor (2019)

No que diz respeito ao pH (Figura 22), verificou-se que nos dois módulos operacionais houve aumento dos valores de pH, da entrada do afluente até sua saída do reator. Certamente devido ao processo de amonificação que gera alcalinidade, e ao processo anaeróbico de remoção de matéria orgânica, que quando em equilíbrio, também tende a elevar o pH devido ao consumo de ácidos voláteis.

No módulo 1, os valores de pH afluente (LAC) e efluente variaram de 6,80 a 8,32 e de 7,42 a 8,43, respectivamente. Já no módulo 2, a variação foi de 6,84 a 7,48, para os valores do dejeito suíno afluente, e de 7,37 a 7,88, na saída do reator UASB. Campos (1999) recomenda a operação do reator em uma faixa de pH entre 6,5 e 8,2, o que ocorreu durante todo o módulo 2 e na maior parte do módulo 1, como pode ser visto na Figura 22. De acordo com Chernicharo

(2008) a faixa de pH de 6,6 a 7,4 é considerada ótima para o desenvolvimento das arqueias metanogênicas, e segundo Abreu Neto & Oliveira (2009), o pH não deve ser menor que 6,2, uma vez que baixos valores desse parâmetro estão associados à altas concentrações de ácidos graxos voláteis, e por consequência a falência do processo.

Com relação a alcalinidade total, os valores médios para este parâmetro no afluente e efluente durante o módulo 1 foram, respectivamente, de 1.823 e 1.803 mg.CaCO₃/L. Já no módulo 2, foram registrados 933 mg.CaCO₃/L para o afluente e 1.185 mg.CaCO₃/L para o efluente. Estes valores estão dentro da faixa de 1.000 a 5.000 mg.CaCO₃/L recomendada por Costa et al. (2014).

Estequiometricamente o processo de amonificação gera 3,57 mg.CaCO₃ para cada mg de nitrogênio amonificado (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999). Diante disso, e com os valores médios de nitrogênio amonificado, a Tabela 9 apresenta a geração média de alcalinidade esperada e observada em cada módulo operacional.

Tabela 9 – Geração de alcalinidade esperada e observada no reator UASB

	Módulo 1	Módulo 2
Nitrogênio Amonificado (mg/L)	121	91
Geração de Alcalinidade Obs. (mg.CaCO ₃ /L)	401	539
Geração de Alcalinidade Esp. (mg.CaCO ₃ /L)	431,97	324,87

Fonte: Próprio Autor (2019)

Pela Tabela 9 é possível verificar que se esperava uma geração de alcalinidade nos módulos 1 e 2, com um aumento médio de 431,97 mg.CaCO₃/L e 324,87 mg.CaCO₃/L, respectivamente. Analisando os resultados, observa-se que no primeiro módulo houve geração de AP semelhante ao esperado (401 mg.CaCO₃/L), com uma relação de 3,31 mg.CaCO₃/mg.N_{amon}, próxima a relação apresentada por Van Haandel & Marais (1999) de 3,57 mg.CaCO₃/mg.N_{amon}. Já no segundo módulo, o reator UASB produziu 539 mg.CaCO₃/L (5,92 mg.CaCO₃/mg.N_{amon}), sendo assim acima do esperado.

Com o aumento da AP verificado, foi proporcionada uma melhor capacidade de tamponamento do reator, não ocorrendo acúmulo de ácidos graxos voláteis no sistema, confirmando que não houve instabilidade do processo anaeróbio. Devido ao consumo dos

ácidos graxos de cadeia curta, a AI teve concentrações médias reduzidas de 421 mg/L, no primeiro módulo, e 287 mg/L, no segundo.

Observa-se, tanto no afluente quanto efluente, que a alcalinidade parcial (devido a bicarbonatos) predominou sobre a intermediária (devido a ácidos fracos). Segundo Rippley et al. (1986), com um valor de 0,3 para a relação AI/AP, há equilíbrio entre a acetogênese e a metanogênese, onde valores superiores indicam a ocorrência de instabilidade no processo anaeróbio. É possível verificar que houve no presente estudo relações AI/AP semelhantes nos módulos 1 e 2, de 0,13 e 0,15, respectivamente, apresentando-se abaixo do limite proposto na literatura, indicando equilíbrio no reator.

O equilíbrio do processo anaeróbio também pôde ser confirmado através das análises de ácidos voláteis. De acordo com a Tabela 8, houve um consumo médio de 438 mg/L no módulo 1. No módulo posterior, verifica-se que este consumo teve uma sutil diminuição para 425 mg/L.

É possível verificar na Figura 25, que o reator suportou as flutuações dos valores afluentes de ácidos voláteis e apresentou estabilidade no efluente, principalmente a partir do 64º dia, onde observa-se os valores abaixo dos 250 mg/L recomendados por Costa et al. (2014) para este parâmetro.

5.2.1.4. Sólidos

Como pode ser visto na Tabela 8, nos dois módulos operacionais os valores médios de sólidos totais, fixos e voláteis no efluente foram inferiores aos do afluente, apontando a retenção de sólidos no reator UASB. As concentrações médias de ST e SV do afluente foram de 3.332 e 1.905 mg/L e de 3.085 e 1.600 mg/L, nos módulos 1 e 2, respectivamente. Como já esperado, verificaram-se valores maiores nos afluentes do primeiro módulo devido a alimentação do reator nesta etapa com a fração da água residuária suína sedimentada na coluna de sedimentação (LAC). A relação SV/ST para os módulos 1 e 2 foram de 0,57 e 0,52, respectivamente, indicando predominância dos sólidos orgânicos.

Os valores médios de ST e SV no efluente do UASB diminuíram para 1.906 e 819 mg/L, e para 1.508 e 432 mg/L, nos módulos 1 e 2, respectivamente. É possível verificar, que diferentemente do afluente, há predominância dos sólidos fixos. Diante do exposto, as eficiências médias de remoção de ST e SV foram, respectivamente, de 43% e 57%, no módulo 1, e aumentaram para 51% e 73%, no módulo 2.

5.2.1.5. Composição do biogás

As análises da composição de gás (Tabela 10), realizadas durante o primeiro módulo operacional, mostraram que o percentual de CH₄, CO₂ e dos outros gases no biogás do reator UASB variou, respectivamente, de 53,82 a 91,49%, de 3,09 a 36,44% e de 4,32 a 9,97%. Já os valores médios foram de 80,10%, 12,29% e 7,60% para CH₄, CO₂ e demais gases, respectivamente.

Tabela 10 – Composição do biogás produzido no reator UASB durante o módulo 1

% CH ₄	% CO ₂	% Outros gases
80,10 ± 15,60	12,29 ± 14,06	7,60 ± 2,58

Fonte: Próprio Autor (2019)

A percentagem média de metano observada no biogás foi semelhante as alcançadas por Oliveira & Santana (2011), de 75 a 85% e 78 a 85%, em cada um dos dois reatores UASB instalados em série, tratando águas residuárias suínas, com COV maiores: 14,8 a 24,4 kg.DQO/m³.dia no R1, e 10,2 a 17,4 kg.DQO/m³.dia no R2.

Não foi possível realizar as análises da composição do biogás durante o módulo 2 do presente trabalho, devido a um problema com o cromatógrafo utilizado.

5.2.2. Comportamento do RBS

Conforme exposto na Metodologia, o reator em batelada sequencial utilizado operou sob condições alternadas aeróbia/anóxica e tinha a finalidade de remover a matéria orgânica remanescente, realizar a nitrificação, remoção biológica de fósforo e desnitrificação.

A operação do reator se deu em dois módulos distintos. No módulo 1, o RBS tinha como afluente a mistura entre o efluente do reator UASB e o LBC, proveniente da coluna de sedimentação, a uma razão de 4:6. Este módulo operacional foi dividido em duas etapas em função da duração do período de reação. Na etapa 1 foram realizados 93 ciclos de 24 horas com período de reação de 12 h/ciclo. Já na segunda etapa, foram realizados 54 ciclos de 24 horas com período de reação de 20 h/ciclo, dividida em duas fases, diferenciadas pela fonte de carbono adicionada no período anóxico para remoção biológica de fósforo e desnitrificação: sem adição de fonte externa de carbono e com adição de 1.448,3 mg.metanol/L.

Os valores médios obtidos dos parâmetros analisados no módulo 1, para o afluente e efluente do RBS, estão apresentados nas Tabelas 11, 12 e 13.

Tabela 11 – Valores médios dos parâmetros avaliados na Etapa 1 do Módulo 1

Parâmetros	LBC	UASB	Af. RBS	Ef. RBS
pH	7,80 ± 0,30	8,02 ± 0,22	-	8,38 ± 0,12
Ácidos Voláteis (mg/L)	544 ± 161,19	283 ± 158,58	-	318 ± 179,63
Alcalinidade Parcial (mg/L)	1.111 ± 532,49	1.598 ± 535,71	1.267 ± 472,73	1.347 ± 428,88
Alcal. Intermed. (mg/L)	425 ± 308,19	254 ± 239,97	395 ± 217,08	268 ± 194,79
Alcalinidade Total (mg/L)	1.536 ± 540,73	1.852 ± 608,84	1.662 ± 491,76	1.615 ± 534,29
DQO (mg/L)	3.101 ± 900,85	1.536 ± 642,19	2.475 ± 639,76	1.294 ± 591,64
OD (mg/L)	-	-	-	4,3
NTK (mg/L)	521 ± 176,13	627 ± 115,17	563 ± 138,10	445 ± 135,46
N-NH ₄ (mg/L)	348 ± 160,72	439 ± 179,92	384 ± 157,86	281 ± 112,67
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	-	-	-	0,050 ± 0,030
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	-	-	-	29 ± 21,80
P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	26 ± 14,41	22 ± 16,35	25 ± 14,96	10 ± 3,05
ST (mg/L)	3.162 ± 766,28	2.184 ± 580,40	2.784 ± 662,16	2.461 ± 895,07
SV (mg/L)	1.670 ± 247,41	978 ± 272,16	1.374 ± 230,34	1.251 ± 571,66
SF (mg/L)	1.492 ± 683,17	1.206 ± 419,90	1.410 ± 573,82	1.210 ± 467,29

Fonte: Próprio Autor (2019)

Tabela 12 – Valores médios dos parâmetros avaliados na Fase 1 da Etapa 2 do Módulo 1

Parâmetros	LBC	UASB	Af. RBS	Ef. RBS
pH	7,71 ± 0,22	8,01 ± 0,17	-	8,76 ± 0,23
Ácidos Voláteis (mg/L)	341 ± 192,30	104 ± 5,04	-	64 ± 5,28
Alcalinidade Parcial (mg/L)	1.079 ± 574,89	1.606 ± 656,22	3.290 ± 601,68	1.980 ± 372,59
Alcal. Intermed. (mg/L)	279 ± 206	90 ± 56,56	203 ± 119,41	105 ± 60,88
Alcalinidade Total (mg/L)	1.358 ± 779,81	1.696 ± 635,10	3.493 ± 715,72	2.085 ± 410,21
DQO (mg/L)	2.733 ± 804,74	580 ± 319,35	1.872 ± 602	801 ± 456,40
OD (mg/L)	-	-	-	4,3
NTK (mg/L)	476 ± 239,64	460 ± 262,26	470 ± 246,32	310 ± 200,15
N-NH ₄ (mg/L)	349 ± 245,18	397 ± 236,31	368 ± 240,78	225 ± 154,69
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	-	-	-	0,217 ± 0,294
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	-	-	-	24 ± 17,30
P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	45 ± 14,39	38 ± 3,67	42 ± 9,80	22 ± 6,51
ST (mg/L)	2.273 ± 943,16	1.345 ± 381,06	1.902 ± 703,60	2.648 ± 457,54
SV (mg/L)	1.265 ± 548,18	469 ± 92,76	947 ± 365,78	850 ± 239,20
SF (mg/L)	1.008 ± 410,38	876 ± 304,96	955 ± 360,16	1.798 ± 441,22

Fonte: Próprio Autor (2019)

Tabela 13 – Valores médios dos parâmetros avaliados na Fase 2 da Etapa 2 do Módulo 1

Parâmetros	LBC	UASB	Af. RBS	Ef. RBS
pH	7,47 ± 0,43	7,91 ± 0,23	-	8,55 ± 0,28
Ácidos Voláteis (mg/L)	1.048 ± 176,17	185 ± 71,51	-	77 ± 17,50
Alcalinidade Parcial (mg/L)	1.048 ± 396,39	1.552 ± 455,99	3.125 ± 393,36	1.330 ± 692,03
Alcal. Intermed. (mg/L)	769 ± 442,31	176 ± 154,66	518 ± 226,40	82 ± 57,23
Alcalinidade Total (mg/L)	1.817 ± 835,22	1.728 ± 327,18	3.643 ± 536,06	1.412 ± 740,58
DQO (mg/L)	2.975 ± 1500,75	466 ± 298,14	1.971 ± 955,79	799 ± 431,39
OD (mg/L)	-	-	-	4,4
NTK (mg/L)	405 ± 184,51	475 ± 153,66	433 ± 163,01	60 ± 18,72
N-NH ₄ (mg/L)	273 ± 181,67	297 ± 74,21	283 ± 128,84	18 ± 13,72
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	-	-	-	0,207 ± 0,295
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	-	-	-	20 ± 16,10
P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	61 ± 29,28	44 ± 14,06	54 ± 22,41	18 ± 6,09
ST (mg/L)	4.330 ± 4365,80	1.083 ± 395,98	3.031 ± 2461,09	2.908 ± 690,61
SV (mg/L)	2.250 ± 2127,21	390 ± 306,41	1.505 ± 1153,76	532 ± 214,49
SF (mg/L)	2.080 ± 2238,58	693 ± 89,57	1.526 ± 1307,32	2.376 ± 476,12

Fonte: Próprio Autor (2019)

No módulo 2, o RBS tratava diretamente o efluente do reator UASB e operou durante 41 ciclos de 24 horas, com adição de 1.448,3 mg.metanol/L no início do período anóxico como fonte de carbono para remoção biológica de fósforo e desnitrificação.

Os valores médios obtidos dos parâmetros analisados no módulo 2, para o afluente e efluente do RBS, estão apresentados na Tabela 14.

Tabela 14 – Valores médios dos parâmetros avaliados no Módulo 2

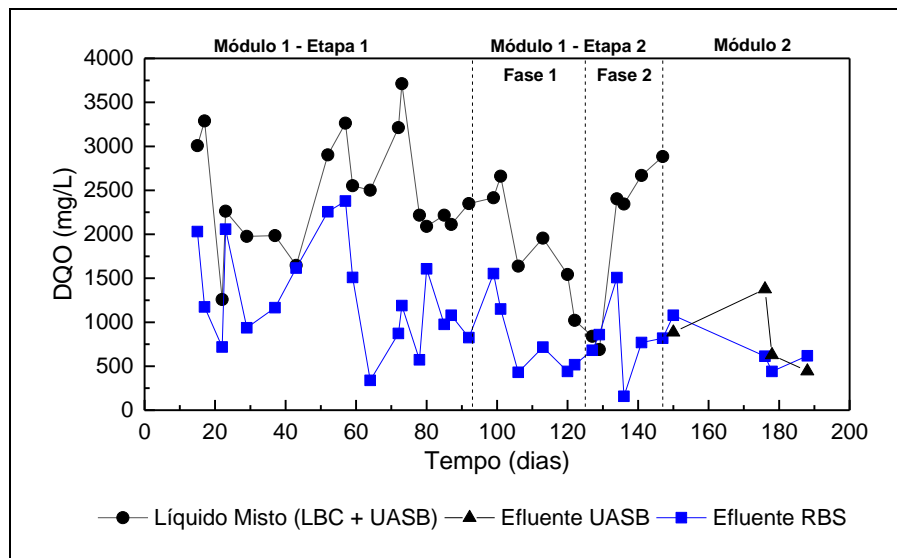
Parâmetros	Af. RBS (UASB)	Ef. RBS
pH	7,56 ± 0,16	8,33 ± 0,36
Ácidos Voláteis (mg/L)	184 ± 89,46	68 ± 7,67
Alcalinidade Parcial (mg/L)	3.034 ± 87,88	1.126 ± 130,64
Alcalinidade Intermediária (mg/L)	151 ± 73,23	52 ± 25,83
Alcalinidade Total (mg/L)	3.185 ± 63,63	1.178 ± 128,23
DQO (mg/L)	834 ± 404,94	688 ± 274,00
OD (mg/L)	-	4,1
NTK (mg/L)	309 ± 59,20	23 ± 29,84
N-NH ₄ (mg/L)	236 ± 50,79	1,7 ± 2,04
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	-	1,025 ± 0,598
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	-	48 ± 45,07
P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	39 ± 11,47	21 ± 3,64
ST (mg/L)	1.508 ± 16,97	2.525 ± 5,34
SV (mg/L)	432 ± 11,31	472 ± 21,21
SF (mg/L)	1.076 ± 5,66	2.053 ± 17,68

Fonte: Próprio Autor (2019)

5.2.2.1. Remoção de matéria orgânica

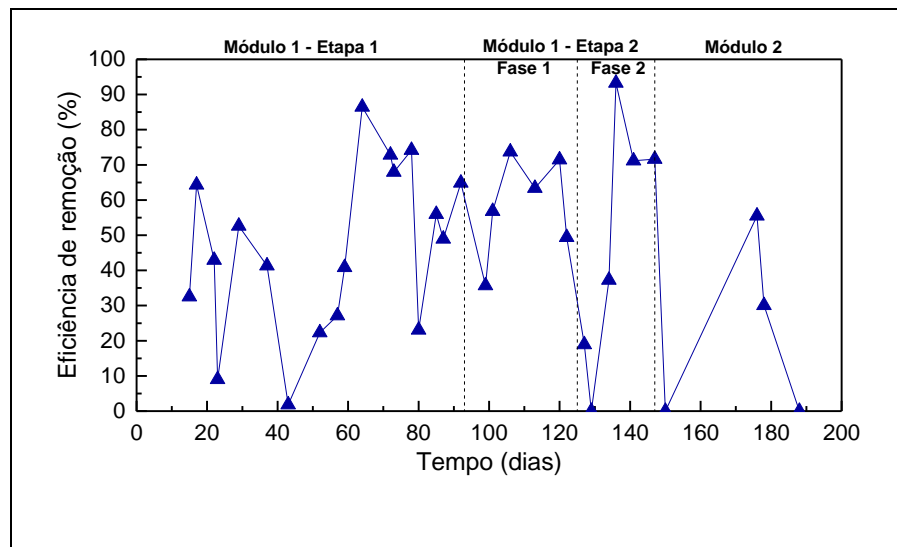
As Figuras 26 e 27 apresentam, respectivamente, o comportamento da DQO e a eficiência de remoção deste parâmetro durante a operação do reator em batelada sequencial.

Figura 26 – Comportamento da DQO ao longo da operação do RBS



Fonte: Próprio Autor (2019)

Figura 27 – Eficiência de remoção de DQO ao longo da operação do RBS



Fonte: Próprio Autor (2019)

É possível verificar através da Figura 26, que houve oscilação nas concentrações afluente durante toda a operação do RBS, e que, diferente do que ocorreu no reator UASB, foi sentida no efluente, tendo como consequência um comportamento instável da eficiência de remoção de DQO. Observa-se uma certa estabilidade no efluente, apenas próximo ao fim das fases 1 e 2 da segunda etapa do módulo 1.

No módulo 1, durante a etapa 1, foram registrados valores médios de DQO afluente e efluente de 2.475 mg/L e 1.294 mg/L, respectivamente, com uma eficiência de remoção média de 46%. Já na etapa 2, as concentrações médias de DQO afluente e efluente para as fases 1 e 2 foram, respectivamente, 1.872 e 801 mg/L e 1.971 e 799 mg/L. Observa-se que na fase 2 foi

registrado no 129º ciclo uma concentração de DQO efluente maior que a afluyente. Porém, mesmo tendo sido adicionado metanol nesta fase, o valor médio efluente foi similar ao da fase 1.

A eficiência média de remoção de DQO foi de 58% nas duas fases da 2ª etapa, sendo maior em relação a etapa anterior, podendo ser justificado devido ao aumento do período de reação do ciclo operacional do reator, que passou de 12 para 20 horas.

Yang et al. (2016), avaliaram a influência das distribuições desequilibradas da massa poluente e dos volumes no tratamento de águas residuárias da suinocultura. Utilizando um RBS na etapa aeróbia da sua pesquisa, os autores alcançaram, no sistema com razão de separação de volumes de 3:7, uma eficiência média de remoção de DQO de 56,90%, com uma concentração de DQO afluyente de 3.281 mg/L, um ciclo operacional de 12h e um TDH de 5 dias. O resultado alcançado é semelhante as eficiências médias obtidas na etapa 2 do presente estudo.

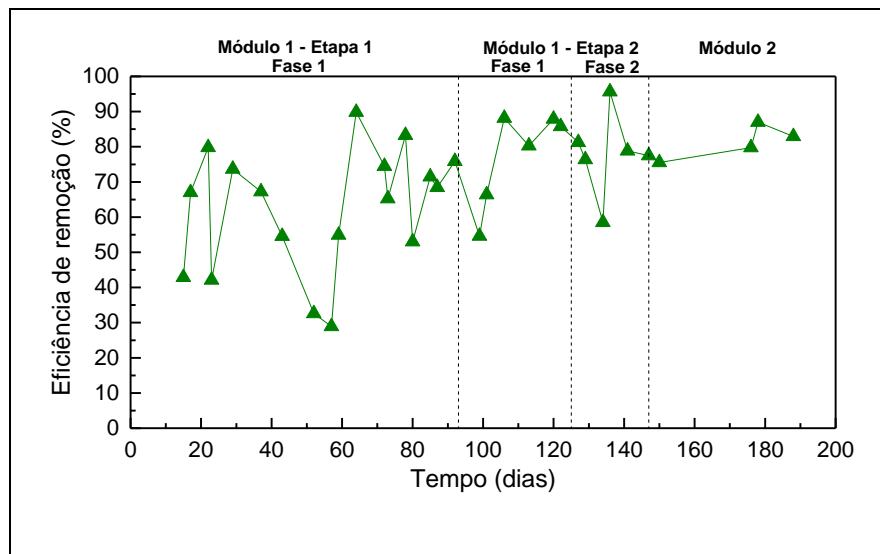
A DQO afluyente no módulo 2 apresentou valor médio de 834 mg/L, enquanto o valor médio de DQO efluente foi de 688 mg/L. Mesmo com concentração média afluyente menor que a do módulo anterior, a eficiência média de remoção de DQO foi em torno de 6%, sendo significativamente inferior ao percentual registrado nas duas etapas do módulo 1. Tal fato pode ser explicado, devido a alimentação do RBS no segundo módulo ter sido realizada apenas com o efluente digerido no reator UASB, onde ocorria a degradação da fração mais facilmente biodegradável da matéria orgânica, ficando a fração recalcitrante para ser degradada no RBS.

Os resultados encontrados no presente estudo para o módulo 2 corroboram com Wang et al. (2017). Segundo os autores, a maioria dos pesquisadores que utilizaram RBS para tratamento de efluentes digeridos diretamente, apresentaram um desempenho muito pobre, com remoção de 10 a 60% de DQO. Em seu estudo foram utilizados três RBS com TDH variando de 1,25 a 12,5 dias, com concentração de DQO afluyente de 540 e 643 mg/L, e obteve eficiências médias de remoção de DQO variando de -22,10% a 8,80%.

Através da Figura 26 é possível notar que nos ciclos 150 e 188, os valores de DQO efluente estão maiores que o afluyente, devido ao arraste de sólidos voláteis para o efluente do RBS registrado no módulo 2, ou também, a fonte externa de carbono adicionada no período anóxico pode não ter sido totalmente consumida.

O comportamento da eficiência global de remoção de DQO durante a operação do sistema pode ser visto na Figura 28.

Figura 28 – Eficiência global de remoção de DQO ao longo da operação do sistema



Fonte: Próprio Autor (2019)

É possível verificar que as oscilações na concentração de DQO registradas no reator UASB e RBS nas primeiras semanas de operação, foram refletidas na eficiência global do sistema. Porém, a partir do dia 57, nota-se um comportamento crescente nos valores, apresentando eficiências médias global de remoção de DQO que comprovam essa tendência: 63% na etapa 1 do módulo 1; 77% e 78%, respectivamente, nas fases 1 e 2 da etapa 2 do módulo 1; e 81% no módulo 2.

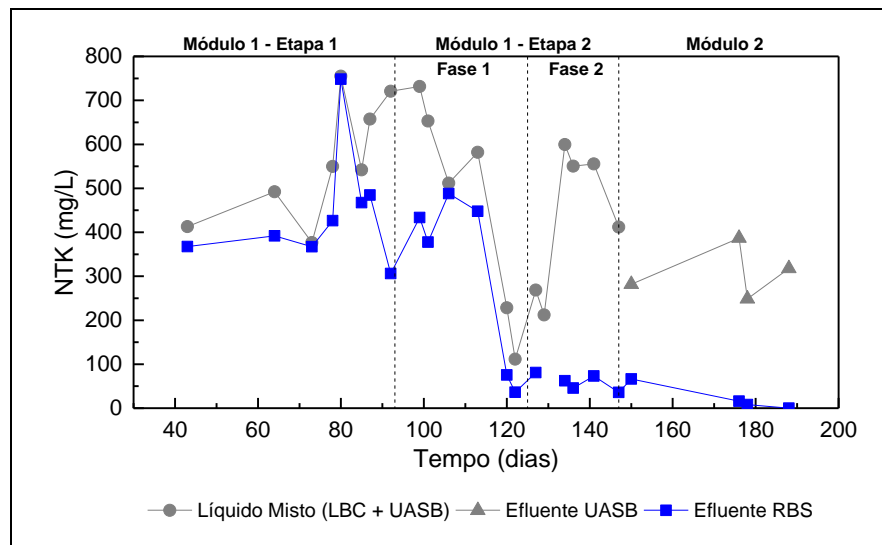
Os resultados encontrados para a eficiência média global de remoção de DQO no módulo 2 deste estudo, se aproximam dos 86,90% alcançados por Deng et al. (2008) tratando diretamente águas residuárias da suinocultura em um sistema composto de reator UASB seguido de RBS aeróbio.

Como já comentado, o reator UASB apresentou eficiência de remoção de DQO satisfatória, sendo compatível com o tipo de tratamento, e igual ou superior a valores encontrados na literatura, porém o RBS apresentou um pobre desempenho na remoção de DQO remanescente, que prejudicou as eficiências de remoção global do sistema.

5.2.2.2. Remoção de nitrogênio

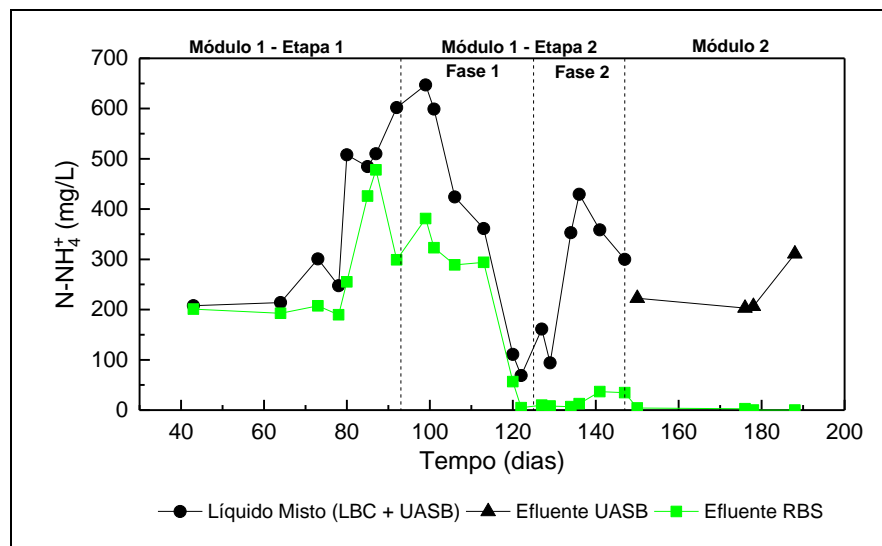
As Figuras 29, 30, e 31 apresentam a variação das diferentes formas de nitrogênio durante a operação do RBS.

Figura 29 – Comportamento do NTK ao longo da operação do RBS



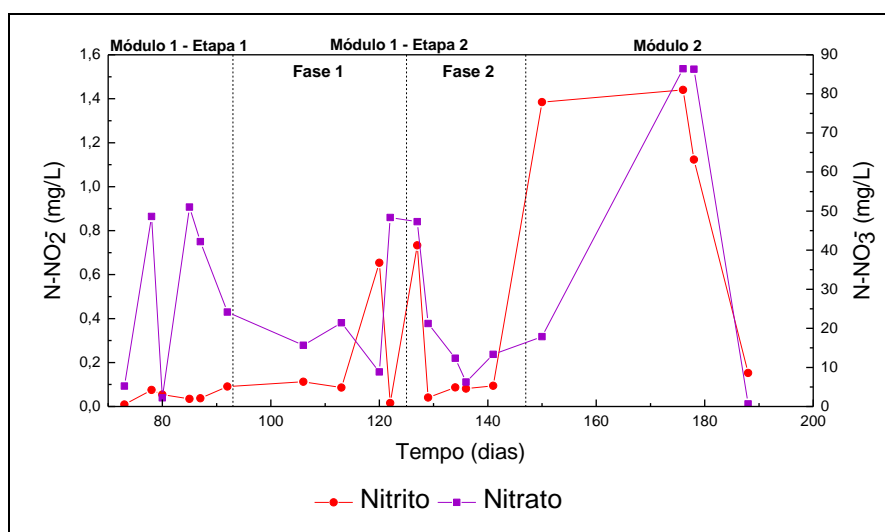
Fonte: Próprio Autor (2019)

Figura 30 – Comportamento do nitrogênio amoniacal ao longo da operação do RBS



Fonte: Próprio Autor (2019)

Figura 31 – Comportamento do nitrito e nitrato ao longo da operação do RBS



Fonte: Próprio Autor (2019)

Como pode ser observado na Figura 29, os valores de NTK afluente e efluente apresentaram oscilações na etapa 1 do módulo 1. Durante a fase 1 da etapa 2, enquanto as concentrações afluentes continuaram oscilando, as concentrações efluentes diminuíram até atingir um patamar (no dia 120), a partir do qual se manteve estável até o fim da operação do reator.

Comportamento semelhante ao do NTK foi notado no nitrogênio amoniacal, como pode ser visto na Figura 30. Depois de uma tendência de aumento, entre o fim da etapa 1 e início da etapa 2 do módulo 1, os valores de nitrogênio amoniacal sofreram uma redução onde, também após o 120º dia, se mantiveram estáveis até o último ciclo operacional do módulo 2.

Quanto aos comportamentos de nitrito e nitrato, expostos na Figura 31, é possível ver que o primeiro se manteve estável durante todo o módulo 1, sendo registrados apenas dois picos no valor de 0,654 mg/L e 0,733 mg/L, no fim da fase 1 e início da fase 2 da segunda etapa, respectivamente. Já no módulo 2, ocorreu um acúmulo até a máxima concentração de 1,440 mg/L, seguida de uma tendência de queda até o valor de 0,153 mg/L, registrado no último ciclo operacional do reator. Houveram flutuações nas concentrações de nitrato durante toda operação do sistema, tendo sido registrados valores mínimos e máximos de 0,65 mg/L e 86,40 mg/L, respectivamente.

Na etapa 1 do módulo 1, o RBS operou com ciclos de 24 horas com período de reação de 12 h/ciclo, sem adição de fonte de carbono no período anóxico. As concentrações médias afluente e efluente de NTK, nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato para esta etapa, estão apresentadas na Tabela 15 a seguir.

Tabela 15 – Concentração média dos compostos nitrogenados na etapa 1 do módulo 1

Parâmetros	Afluente	Efluente
NTK (mg/L)	563	445
N-Org. (mg/L)	179	164
N-NH ₄ (mg/L)	384	281
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	-	0,05
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	-	29
NT (mg/L)	563	474,05

Fonte: Próprio Autor (2019)

Observa-se através das concentrações afluente e efluente de nitrogênio orgânico que apenas 15 mg/L foram amonificados, tendo uma eficiência média de amonificação de 8,40%, permanecendo 164 mg/L na forma orgânica não disponíveis para a nitrificação.

Percebe-se que houve nitrificação, visto que se tinha 399 mg/L de nitrogênio amoniacal disponível para o processo e foi observada uma concentração média efluente de nitrogênio amoniacal de 281 mg/L, resultando em 118 mg/L nitrificados, tendo-se uma eficiência média de nitrificação de 29,60%.

No que diz respeito ao processo de desnitrificação, ele foi observado nesta primeira etapa já que dos 118 mg/L disponíveis, apenas 0,05 mg/L e 29 mg/L estavam presentes no efluente na forma de nitrito e nitrato, respectivamente, resultando numa eficiência média de desnitrificação de 75,40%.

Na etapa 2 do módulo 1, o RBS operou com ciclos de 24 horas com período de reação de 20 h/ciclo, não havendo na fase 1, adição de fonte de carbono no período anóxico. A Tabela 16 apresenta as concentrações médias afluente e efluente de NTK, nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato para esta fase.

Tabela 16 – Concentração dos compostos nitrogenados na fase 1 da etapa 2 do módulo 1

Parâmetros	Afluente	Efluente
NTK (mg/L)	470	310
N-Org (mg/L)	102	85
N-NH ₄ (mg/L)	368	225
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	-	0,217
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	-	24
NT (mg/L)	470	334,22

Fonte: Próprio Autor (2019)

Nota-se, através da Tabela 16, que a concentração média afluente de NTK nesta fase da etapa 2 foi 93 mg/L inferior em relação a etapa 1. Considerando os valores médios afluente e efluente para a fração orgânica do NTK, é possível verificar que 17 mg/L foram amonificados, resultando numa conversão média em torno de 16,67%.

Observa-se que dos 385 mg/L de nitrogênio amoniacal disponíveis para a nitrificação, 160 mg/L foram nitrificados, confirmando o estabelecimento do processo de nitrificação, ainda que com uma eficiência de nitrificação de 41,57%.

Com 160 mg/L disponíveis para o processo de desnitrificação e uma concentração média efluente de nitrito e nitrato no valor de 0,217 mg/L e 24 mg/L, respectivamente, obteve-se 84,86% de eficiência de desnitrificação.

Já na fase 2 da etapa 2 do módulo 1, adotou-se o metanol como fonte externa de carbono. Utilizando uma relação C/N de 1,1, de acordo com Callado (2001), sendo o nitrogênio em termos de nitrato potencialmente disponível verificado na fase anterior, foram adicionados 1.448,3 mg/L de metanol no início do período anóxico. A Tabela 17, apresenta para esta segunda fase, as concentrações médias afluente e efluente dos compostos nitrogenados estudados.

Tabela 17 – Concentração dos compostos nitrogenados na fase 2 da etapa 2 do módulo 1

Parâmetros	Afluente	Efluente
NTK (mg/L)	433	60
N-Org (mg/L)	150	42
N-NH ₄ (mg/L)	283	18
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	-	0,207
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	-	20
NT (mg/L)	433	80,21

Fonte: Próprio Autor (2019)

Na Tabela 17 verifica-se que 108 mg/L de nitrogênio orgânico foram convertidos à nitrogênio amoniacal, apresentando assim uma eficiência média de amonificação de 72%, bastante superior as registradas anteriormente durante o módulo 1. No que diz respeito a nitrificação, considerando os 391 mg/L disponíveis para este processo, 95,40% foram nitrificados, ou seja, um valor de 373 mg/L.

Na desnitrificação, nota-se que dos 373 mg/L disponíveis, considerando as concentrações de nitrito e nitrato efluente, 352,80 mg/L foram desnitrificados, o que representa uma eficiência média de desnitrificação de 94,58%.

No módulo 2, a alimentação do RBS se dava diretamente com o efluente digerido no reator UASB e, considerando também uma relação C/N de 1,1, adicionou-se 1.448,3 mg.metanol/L como fonte externa de carbono no início do período anóxico. Os valores médios afluente e efluente registrados de NTK, nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato para este módulo, estão apresentados na Tabela 18.

Tabela 18 – Concentração dos compostos nitrogenados no módulo 2

Parâmetros	Afluente	Efluente
NTK (mg/L)	309	23
N-Org (mg/L)	73	21,3
N-NH ₄ (mg/L)	236	1,7
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	-	1,025
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	-	48
NT (mg/L)	309	72,02

Fonte: Próprio Autor (2019)

Conforme esperado, a concentração média de NTK no afluente do RBS foi menor em relação ao módulo 1. Considerando que a amonificação não foi completa no reator UASB, ainda haviam 73 mg/L de nitrogênio orgânico disponíveis para conversão à nitrogênio amoniacal, com isso a eficiência média de amonificação no RBS foi de 70,82%, ou seja, 51,70 mg/L foram amonificados.

Observa-se que houve nitrificação de 286 mg/L dos 287,70 mg/L disponíveis, representando assim uma eficiência média de nitrificação de 99,40%. Foram registradas concentrações efluentes de nitrito e nitrato, bem maiores que as do módulo 1, no valor de 1,025 mg/L e 48 mg/L, respectivamente, e considerando que 236,97 mg/L foram desnitrificados, houve uma eficiência média de desnitrificação de 82,90%.

Um parâmetro importante que deve ser controlado em sistemas de remoção de nitrogênio é o oxigênio dissolvido. No presente estudo, durante os módulos operacionais, as concentrações médias desse parâmetro no RBS estiveram entre 4,1 e 4,4 mg/L na etapa aeróbia. Sendo assim, atendeu-se Van Haandel & Marais (1999), que citaram uma concentração mínima de OD de 2 mg/L para que ocorra a nitrificação. Ainda segundo os autores, a concentração mínima de oxigênio no interior do reator, para manter um ambiente propício para os microrganismos responsáveis pelo processo de nitrificação, depende de alguns fatores como o tamanho dos flocos, a temperatura, a intensidade de agitação e, sobretudo, a taxa de consumo de oxigênio.

A Tabela 19 apresenta as eficiências citadas dos processos de conversão de nitrogênio (amonificação, nitrificação e desnitrificação), durante os dois módulos operacionais do RBS.

Tabela 19 – Eficiência de amonificação, nitrificação e desnitrificação

	Módulo 1			Módulo 2
	Etapa 1	Etapa 2		
		Fase 1	Fase 2	
Amonificação	8,4%	16,7%	72,0%	70,8%
Nitrificação	29,6%	41,6%	95,4%	99,4%
Desnitrificação	75,6%	84,9%	94,6%	82,9%

Fonte: Próprio Autor (2019)

Analisando os resultados é possível verificar que durante o módulo 1, embora tenha havido um aumento progressivo nas eficiências dos 3 processos, a desnitrificação ocorreu de maneira mais eficiente, comparada à amonificação e nitrificação.

O aumento da eficiência média de nitrificação da etapa 2 em relação a etapa 1 pode ser atribuído ao maior tempo de reação no RBS na segunda etapa, onde a fase aeróbia inicial passou de 6 h para 14 h, e/ou a adição de bicarbonato de sódio ao afluente (2.000,00 mg/L). Desse modo, conclui-se que o tempo de aeração e/ou a alcalinidade, estavam sendo fatores limitantes para o processo de nitrificação durante a primeira etapa do módulo 1. Ainda é possível notar um expressivo crescimento da fase 1 para a fase 2, onde alcançou-se uma eficiência média de 95,4%, confirmando o aumento da atividade nitrificante durante a operação do sistema.

O efeito da utilização da fonte de carbono na fase 2 da etapa 2 é notado com o aumento da eficiência média de desnitrificação, que atingiu 94,6%.

Já no módulo 2, quando comparado com a fase 2 da segunda etapa do módulo anterior, que foi a que apresentou melhor desempenho para os 3 processos, houve aumento apenas na eficiência de nitrificação (99,4%). Na desnitrificação, mesmo com a adição da mesma fonte de carbono, houve uma diminuição na eficiência, o que sugere a influência do afluente utilizado, que deixou de ser o líquido misto (LBC + efluente UASB) e passou a ser diretamente o efluente digerido no reator UASB.

A Tabela 20 a seguir apresenta os valores das relações DQO/N e C/N, em relação ao nitrato reduzido na desnitrificação, na fase 2 da segunda etapa do módulo 1 e no módulo 2.

Tabela 20 – Relações DQO/N e C/N obtidas

	Quantidade adicionada	DQO/N_{red}	C/N_{red}
Etapa 2 da Fase 2 do Módulo 1	1.448,3 mg.metanol/L	6,2	1,5
Módulo 2	1.448,3 mg.metanol/L	9,2	2,3

Fonte: Próprio Autor (2019)

As relações C/N encontradas com o uso de metanol como fonte externa de carbono foram de 1,5 e 2,3 mg.C/mg.N_{reduzido}, respectivamente, para a fase 2 da segunda etapa do módulo 1 e para o módulo 2. Diante disso, os resultados da presente pesquisa estão dentro da faixa trabalhada por Callado (2001), também utilizando metanol como fonte exógena de carbono, C/N de 1,1 a 3,2.

As Tabelas 21 e 22 apresentam, respectivamente, as eficiências de remoção de NT, NTK e nitrogênio amoniacal no RBS e no sistema.

Tabela 21 – Eficiência de remoção de NT, NTK e nitrogênio amoniacal no RBS

	Módulo 1			Módulo 2
	Etapa 1	Etapa 2		
		Fase 1	Fase 2	
N-Amoniacal	23%	47%	93%	99%
NTK	19%	41%	86%	92%
NT	16%	29%	82%	77%

Fonte: Próprio Autor (2019)

Tabela 22 – Eficiência global do sistema na remoção de NT, NTK e nitrogênio amoniacal

	Módulo 1			Módulo 2
	Etapa 1	Etapa 2		
		Fase 1	Fase 2	
N-Amoniacal	10%	35%	95%	99%
NTK	32%	51%	87%	94%
NT	24%	39%	85%	81%

Fonte: Próprio Autor (2019)

Como pode ser observado, o RBS apresentou um pobre desempenho na remoção de NT, NTK e nitrogênio amoniacal durante a etapa 1 e primeira fase da etapa 2. Houve uma melhora significativa na fase 2 e módulo 2, alcançando eficiências de remoção maiores que as encontradas por Oliveira & Santana (2011), que avaliaram um RBS tratando diretamente

efluentes de reatores UASB em dois estágios com valores médios de NT igual a NTK, de 384 a 505 mg/L, e N-am de 202 a 320 mg/L, e obtiveram eficiências de remoção para estes parâmetros variando de 58 a 68%, 69 a 83% e de 89 a 96%, respectivamente.

Já analisando a remoção dos compostos nitrogenados no sistema anaeróbio/aeróbio/anóxico proposto, os melhores desempenhos foram alcançados no módulo 1, durante a fase 2 da segunda etapa, e no módulo 2, sendo as eficiências médias globais de remoção obtidas semelhantes às encontradas por Yang et al. (2016). Os autores utilizaram dois RBS em um sistema combinado anaeróbio-aeróbio, também com base na distribuição desequilibrada da massa poluente e dos volumes de águas residuárias suínas, e atingiram eficiências de remoção de 86 a 99% para nitrogênio amoniacal e 80 a 94% para NT.

5.2.2.3. pH, Alcalinidade e Ácidos Voláteis

A avaliação conjunta do pH, da alcalinidade e dos ácidos voláteis, é de grande importância para o controle e operação de reatores, principalmente quando se deseja estabelecer e manter os processos biológicos para remoção de nitrogênio e fósforo.

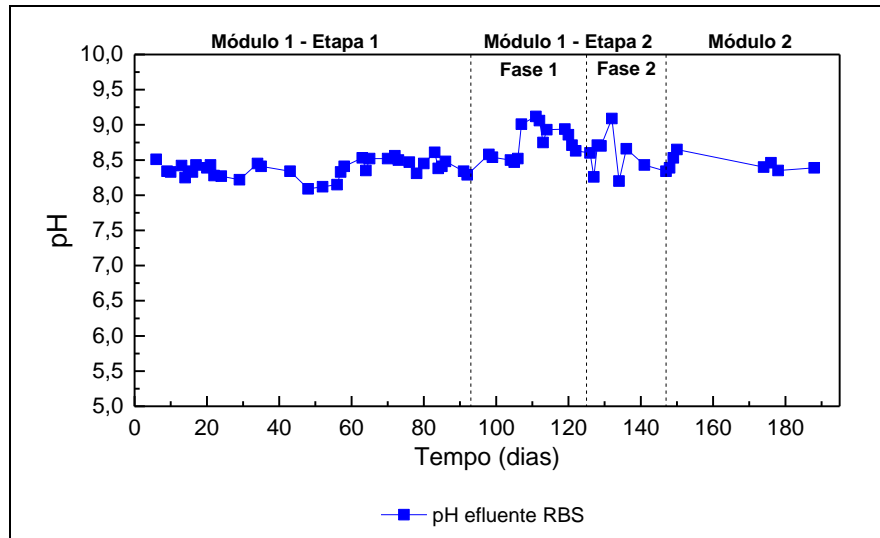
O pH e a temperatura interferem no processo de nitrificação, pois estes parâmetros determinam o equilíbrio entre as formas iônicas e não iônicas de amônia (ZOPPAS; BERNARDES; MENEGUZZI, 2016). Zoppas et al. (2016) citam uma faixa ótima de pH para ocorrência de nitrificação entre 7,0 e 9,0, onde segundo Von Sperling (2014), para valores a partir de 11, praticamente toda amônia se encontra em sua forma livre (NH_3), a qual provoca inibição das bactérias oxidadoras de amônia. Por outro lado, com o declínio do pH a valores abaixo de 6,8, há geração de outro inibidor, o HNO_2 (YANG et al., 2016). Diante do exposto, é possível verificar que durante a operação do RBS, o efluente apresentou pH dentro do intervalo recomendado, ou ligeiramente acima (em poucas oportunidades), não havendo assim ação inibitória sobre as bactérias nitrificantes.

Já a desnitrificação é menos sensível às mudanças de pH que a nitrificação, onde, segundo Metcalf & Eddy (2016), para as bactérias desnitrificantes a faixa ótima de pH vai de 6,5 a 7,5. Os resultados encontrados no efluente do RBS no presente estudo, estão acima do recomendado, porém, não foi notado prejuízo ao processo de desnitrificação (apresentado no tópico 5.2.2.2.).

Os valores médios de pH no efluente do RBS, também estiveram de acordo com os valores recomendados por Metcalf & Eddy (2016), para remoção de matéria carbonácea (entre 6,0 e 9,0), e por Oehman et al. (2007), para remoção biológica de fósforo (acima de 7,25).

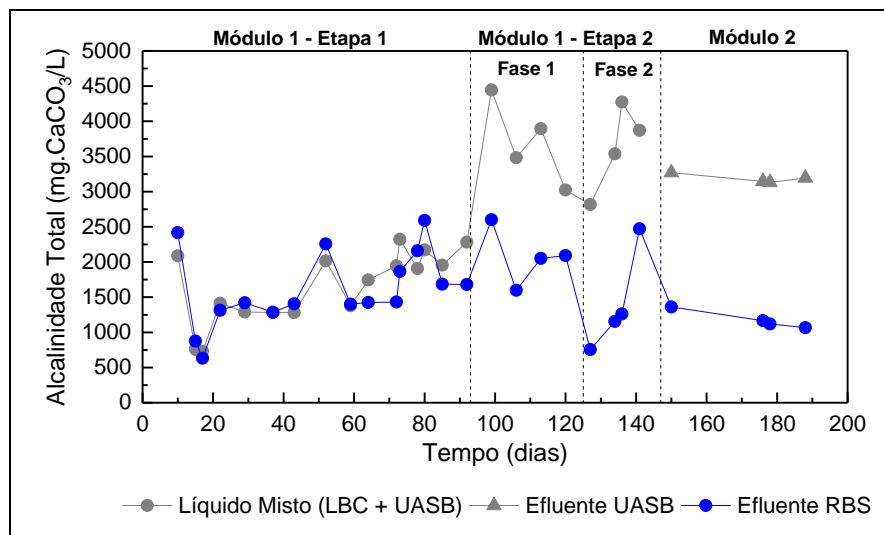
As Figuras 32, 33 e 34 apresentam, respectivamente, o comportamento do pH, alcalinidade total e ácidos voláteis durante todo o período de operação do RBS.

Figura 32 – Comportamento do pH ao longo da operação do RBS



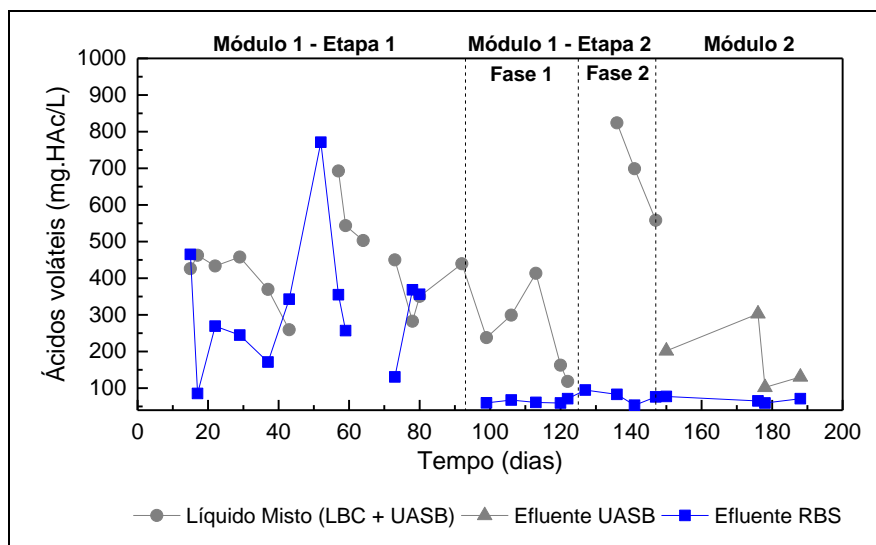
Fonte: Próprio Autor (2019)

Figura 33 – Comportamento da AT no afluente e efluente do RBS



Fonte: Próprio Autor (2019)

Figura 34 – Comportamento dos ácidos voláteis ao longo da operação do RBS



Fonte: Próprio Autor (2019)

Verificou-se que houve aumento dos valores de pH, da entrada do afluente até sua saída do RBS. De forma geral, é possível observar estabilidade nos valores de pH do efluente ao longo da operação do reator. Apenas durante a etapa 2 houveram pequenas oscilações, podendo ser atribuído à adição de bicarbonato de sódio no afluente para elevação da alcalinidade.

No módulo 1, o efluente apresentou pH de 8,09 a 8,61 para a etapa 1; de 8,47 a 9,12 e 8,20 a 9,09, respectivamente, para as fases 1 e 2 da etapa 2. Já no módulo 2, o pH do efluente variou de 8,35 a 8,65.

Com relação a alcalinidade (Figura 33), é possível observar que ao longo de toda a etapa 1 do módulo 1, os valores efluentes se mantiveram próximos aos valores afluentes. Já na segunda etapa, o crescimento nas concentrações afluentes se deu devido à adição de bicarbonato de sódio (2.000,00 mg.CaCO₃/L), e junto com o efluente, apresentaram oscilações. Por fim, durante o módulo 2, foi verificada estabilidade nos valores afluente e efluente. As concentrações de AT no efluente variaram de 633 a 2.601 mg.CaCO₃/L, durante os módulos operacionais.

Para melhor compreensão, os valores médios registrados de alcalinidade total, parcial e intermediária no afluente e efluente estão apresentados na Tabela 23.

Tabela 23 – Valores médios de AT, AP e AI no afluente e efluente do RBS

Alcalinidade		Módulo 1			Módulo 2
		Etapa 1	Etapa 2		
			Fase 1	Fase 2	
Total (mg/L)	Af.	1.662	3.493	3.643	3.185
	Ef.	1.615	2.085	1.412	1.178
Parcial (mg/L)	Af.	1.267	3.290	3.125	3.034
	Ef.	1.347	1.980	1.330	1.126
Intermediária (mg/L)	Af.	395	203	518	151
	Ef.	268	105	82	52

Fonte: Próprio Autor (2019)

Diante do exposto, verifica-se que, com exceção da etapa 1 do módulo 1 (onde observou-se geração de AP), houve consumo de AT, AP e AI durante toda a operação do reator. Para entender melhor os resultados, utilizando os valores médios de nitrogênio amonificado, oxidado e reduzido, apresentados anteriormente (tópico 5.2.2.2.), realizou-se o balanço teórico de alcalinidade no RBS (Tabela 24). Considerando-se que estequiometricamente o processo de amonificação gera 3,57 mg.CaCO₃ para cada mg de nitrogênio amonificado, o processo de nitrificação consome 7,14 mg.CaCO₃ para cada mg de nitrogênio oxidado, e o processo de desnitrificação produz novamente 3,57 mg.CaCO₃ para cada mg de nitrato reduzido (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

Tabela 24 – Balanço teórico de alcalinidade no RBS

	Processo	Nitrogênio (mg.N/L)	Alcalinidade Teórica (mg.CaCO₃/L)
Etapa 1 - Módulo 1	Amonificação	15	+53,55
	Nitrificação	118	-842,52
	Desnitrificação	88,95	+317,55
	Total		-471,42
Fase 1 - Etapa 2 - Módulo 1	Amonificação	17	+60,69
	Nitrificação	160	-1.142,40
	Desnitrificação	135,78	+484,73
	Total		-596,98
Fase 2 - Etapa 2 - Módulo 1	Amonificação	108	+385,56
	Nitrificação	373	-2.663,22
	Desnitrificação	352,80	+1.259,50
	Total		-1.018,16
Módulo 2	Amonificação	51,70	+184,60
	Nitrificação	286	-2.042,04
	Desnitrificação	236,97	+845,98
	Total		-1.011,46

Fonte: Próprio Autor (2019)

Como pode ser observado a partir do balanço estequiométrico dos processos de amonificação, nitrificação e desnitrificação ocorridos no RBS, a tendência era de consumo médio de alcalinidade de 471,42 mg.CaCO₃/L na etapa 1 do módulo 1; 596,98 e 1.018,16 mg.CaCO₃/L, respectivamente, nas fases 1 e 2 da etapa 2 do módulo 1; e 1.011,46 mg.CaCO₃/L no módulo 2. Porém, com exceção da etapa 1 do primeiro módulo (geração de 80 mg.CaCO₃/L), o consumo médio de alcalinidade observado foi maior: 1.310 mg.CaCO₃/L e 1.795 mg.CaCO₃/L, respectivamente, para as fases 1 e 2 da segunda etapa, e 1.908 mg.CaCO₃/L para o módulo 2.

Diante do exposto, é possível notar que a adição de bicarbonato de sódio (2.000,00 mg/L) se fez necessária, pois devido à baixa eficiência de nitrificação na primeira etapa do módulo 1 (apenas 29,6%), desconfiou-se que a alcalinidade poderia ser um fator limitante para o processo de oxidação do nitrogênio amoniacal à nitrato. Com isso, considerando que todo o valor médio de NTK (563 mg/L) observado na etapa 1 do módulo 1 estaria disponível na forma de nitrogênio amoniacal para a nitrificação, estimou-se através das correlações estequiométricas apresentadas por Van Haandel & Marais (1999) o quanto de alcalinidade deveria ser adicionado ao afluente do RBS para as demais etapas de operação.

Este problema do déficit de alcalinidade já foi relatado por diversos autores na literatura (DENG et al., 2008; YANG et al., 2016). Deng et al. (2008) em seu estudo por exemplo, avaliaram o desempenho de um RBS aeróbio como pós-tratamento de um reator UASB tratando águas residuárias da suinocultura, em uma de suas condições operacionais, adicionou álcali ao efluente digerido (1 g/L de carbonato de sódio) e apresentou resultados significativamente melhores do que quando tratou o efluente digerido diretamente.

No que diz respeito às concentrações de ácidos voláteis, é possível observar na Figura 34, que houve variação dos valores no afluente e efluente durante a primeira etapa do módulo 1, com acúmulo de ácidos entre os ciclos 43 e 52 e leve decréscimo do pH, embora tenha sido observado um aumento da alcalinidade neste intervalo, mas certamente uma alcalinidade intermediária devido a ácidos fracos. A partir da etapa 2, em paralelo à continuidade das flutuações afluentes, os valores efluentes decresceram e permaneceram estáveis até o fim da operação do RBS.

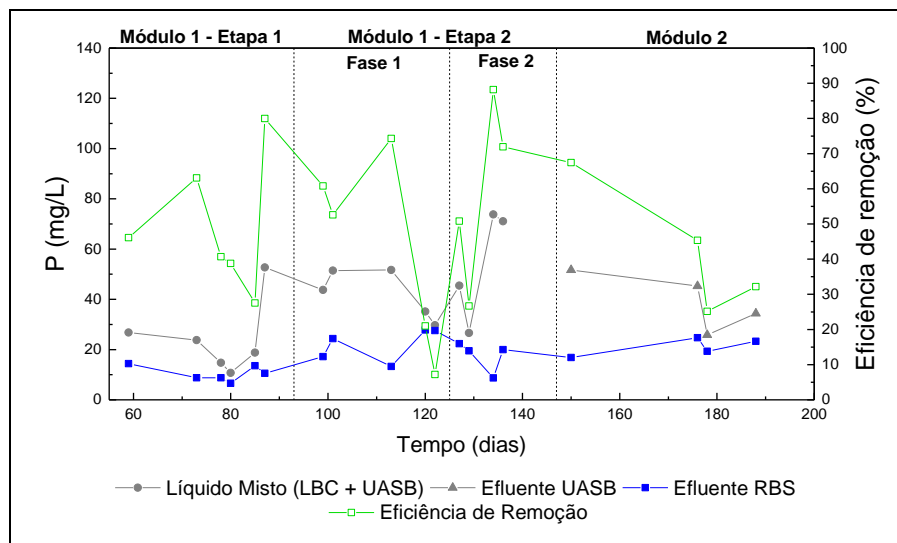
Analisando os valores médios de ácidos voláteis, registrou-se no afluente do módulo 1, para a etapa 1 e fases 1 e 2 da etapa 2, respectivamente, 436; 246 e 694 mg.HAc/L, com valores efluentes de 318; 64 e 77 mg.HAc/L. Já no módulo 2, as concentrações afluente e efluente foram de 184 e 68 mg.HAc/L, respectivamente. Diante disso, verifica-se que as concentrações

médias no efluente, a partir da etapa 2 do módulo 1, apresentaram valores próximos entre si e foram menores em relação ao valor médio obtido para o efluente na etapa 1 do primeiro módulo. Os resultados também mostram que houve consumo de AV durante a operação do RBS.

5.2.2.4. Remoção de fósforo

A Figura 35 apresenta a variação das concentrações de fósforo afluente e efluente durante a operação do RBS, bem como as eficiências de remoção observadas.

Figura 35 – Comportamento do fósforo ao longo da operação do RBS



Fonte: Próprio Autor (2019)

É possível observar através da Figura 35 grande flutuação dos valores de fósforo no afluente, que embora o RBS tenha apresentado efluente com concentrações estáveis, houve reflexo na eficiência de remoção, que apresentou variações significativas de 7,19 a 88,21%, durante toda a operação do reator.

Diante dos resultados apresentados, constata-se que houve remoção biológica de fósforo ao longo da operação do RBS. A primeira etapa do módulo 1 apresentou valores médios afluente e efluente de 25 e 10 mg/L, respectivamente, com eficiência média de remoção de 49%, tendo alcançado eficiências de até 80%.

Na fase 1 da segunda etapa, a remoção biológica de fósforo ocorreu com eficiência menor, com média em torno de 43%, apresentando concentração média de fósforo no efluente de 22 mg/L. Nesta fase o afluente apresentou concentração média de fósforo de 42 mg/L, maior que a registrada na etapa 1. Vale ressaltar que a partir desta fase o reator passou a operar com um período maior de reação, de 20h.

Já na fase 2, ocorreu novo aumento da concentração média de fósforo no afluente (54 mg/L) em relação a etapa 1 e primeira fase dessa segunda etapa. O efluente apresentou concentração média de 18 mg/L e esta segunda fase foi a que registrou os melhores resultados de remoção de fósforo no RBS, com eficiência média de 59%, registrando-se eficiências de até 88%, sendo essa melhora atribuída a adição de fonte de carbono no início da fase anóxica (1.448,3 mg.metanol/L).

No módulo 2, houve diminuição na concentração média de fósforo afluente (39 mg/L), visto que o RBS passou a ser alimentado diretamente com o efluente digerido no reator UASB. Mesmo com adição de fonte exógena de carbono, registrou-se queda na eficiência média de remoção de fósforo para apenas 43%, apresentando um valor médio efluente no valor de 21 mg/L.

O desempenho do RBS em termos de eficiência de remoção de fósforo nesta pesquisa foi semelhante aos resultados alcançados por Oliveira & Santana (2011), que utilizaram um RBS para tratar efluentes da suinocultura provenientes de dois reatores UASB instalados em série, com uma alta concentração média de 181 a 457 mg/L, obtendo de 43 a 66% de eficiência de remoção de fósforo.

No presente estudo foram alcançadas eficiências médias global de remoção de fósforo de 66%; 48%; 67% e 50%, respectivamente, na etapa 1 do módulo 1, fases 1 e 2 da etapa 2 do módulo 1, e no módulo 2. Os resultados obtidos são similares aos de Oliveira & Santana (2011) que alcançaram em seu sistema de tratamento anaeróbio/aeróbio eficiência global de remoção de fósforo de 57 a 74%. Deng et al. (2008) também obtiveram remoções de fósforo similares, de 49 a 71%, no sistema de tratamento com reator UASB e RBS, com TDH de 3,5 a 4,58 dias, concentrações de OD de 1,87 a 4,04 mg/L, e maiores concentrações médias de fósforo no afluente, de 125 mg/L.

A Tabela 25 a seguir apresenta os valores das relações DQO/P e C/P, em relação ao fósforo removido, na fase 2 da segunda etapa do módulo 1 e no módulo 2, onde foi adicionado metanol como fonte externa de carbono no início da fase anóxica.

Tabela 25 – Relações DQO/P e C/P obtidas

	Quantidade adicionada	DQO/P_{rem}	C/P_{rem}
Etapa 2 da Fase 2 do Módulo 1	1.448,3 mg.metanol/L	59,4	14,8
Módulo 2	1.448,3 mg.metanol/L	119,2	29,8

Fonte: Próprio Autor (2019)

As relações C/P encontradas com o uso de metanol como fonte externa de carbono foram de 14,8 e 29,8 mg.C/mg.P_{removido}, respectivamente, para a fase 2 da segunda etapa do módulo 1 e para o módulo 2.

Vale salientar que, dos 1.448,3 mg/L de metanol adicionado como fonte externa de carbono no início da fase anóxica do RBS, parte estava sendo utilizado na desnitrificação, enquanto paralelamente a outra parte estava sendo absorvida na remoção biológica de fósforo. Porém, não foi possível avaliar quanto estava de fato sendo utilizado por cada processo.

5.2.2.5. Sólidos

Durante a etapa 1 do módulo 1, os valores médios de sólidos totais e voláteis foram de 2.784 e 1.374 mg/L, e de 2.461 e 1.251 mg/L, no afluente e efluente, respectivamente. Diante disso, com as relações SV/ST, tanto no afluente quanto no efluente, em torno de 0,50, observa-se que não houve predominância dos sólidos orgânicos nessa etapa. Também é possível verificar que os valores efluentes foram inferiores aos afluentes, indicando que houve retenção de sólidos no RBS, mesmo apresentando pequenas eficiências de remoção: 12% para ST e 9% para SV.

Na fase 1 da segunda etapa do módulo 1, foi possível observar valores afluentes de ST e SV de 1.902 e 947 mg/L, respectivamente, sendo menores em relação a etapa anterior. Já os valores efluentes foram de 2.648 e 850 mg/L. Com isso, observa-se que embora o valor médio de ST tenha aumentado do afluente para o efluente, houve a retenção de SV no RBS, com apenas 32% ($SV/ST = 0,32$) dos ST no efluente sendo composto por sólidos orgânicos.

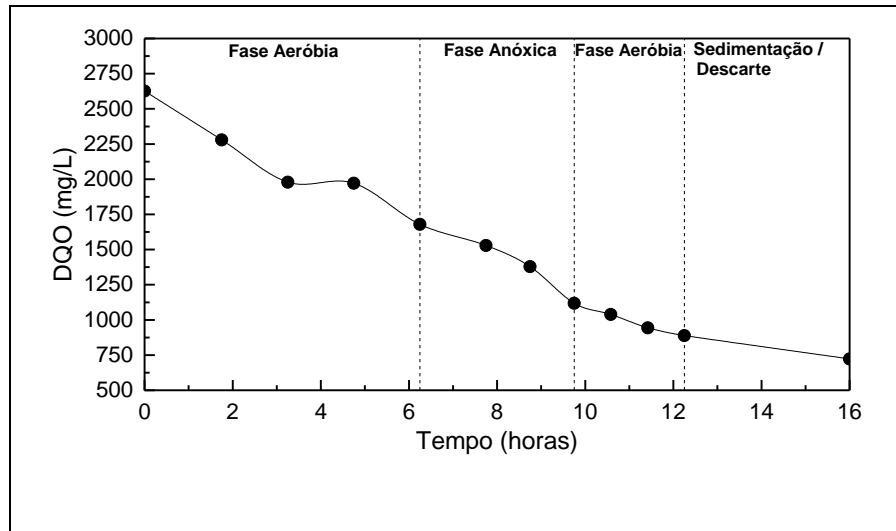
Na segunda fase da etapa 2 do primeiro módulo, houve uma eficiência de remoção de apenas 4% para ST e 65% para SV, com concentrações médias efluentes de 2.908 e 532 mg/L. Diante disso, foi possível observar que apenas 18% dos ST no efluente eram sólidos orgânicos.

Já no módulo 2, os valores médios de ST e SV, respectivamente, aumentaram de 1.508 e 432 mg/L, no afluente, para 2.525 e 472 mg/L, no efluente. Deste modo, nota-se que houve arraste de sólidos no RBS, inclusive, sendo refletido nos valores de DQO, uma vez que em dois ciclos foi observada uma concentração de DQO efluente maior que a afluente. Foi possível verificar no efluente a predominância dos sólidos fixos, pois a relação SV/ST foi em torno de 0,19. Vale ressaltar que neste módulo o RBS era alimentado diretamente com o efluente do reator UASB, ou seja, boa parte dos sólidos foram removidos no tratamento anaeróbio.

5.2.2.6. Avaliação do perfil temporal de remoção de DQO e Nitrogênio no RBS

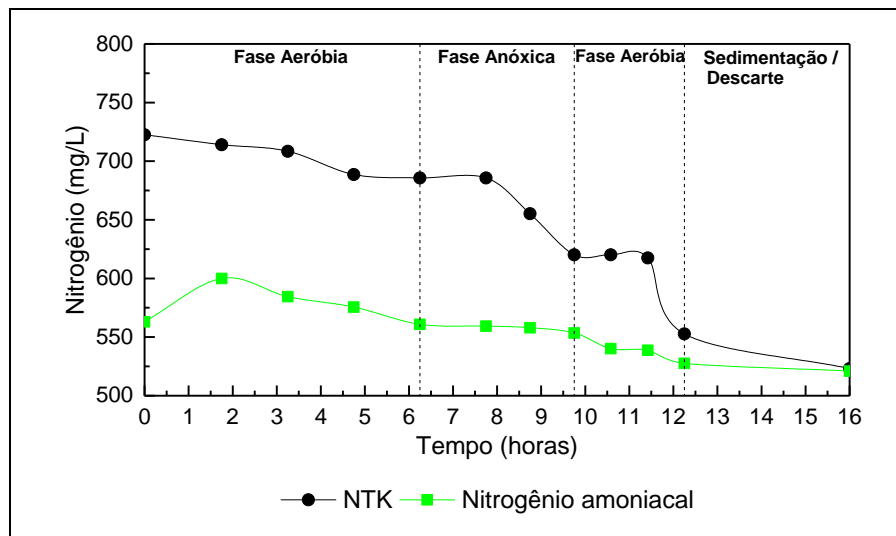
Ao final da etapa 1 do módulo 1 foi realizado o perfil temporal a fim de compreender a fase de reação do ciclo operacional do RBS quanto ao comportamento dos parâmetros DQO, NTK, NH_4^+ e fósforo, operando em ciclos de 16 horas. Os resultados estão apresentados nas Figuras 36, 37 e 38.

Figura 36 – Perfil temporal da DQO no ciclo do RBS na etapa 1 do módulo 1



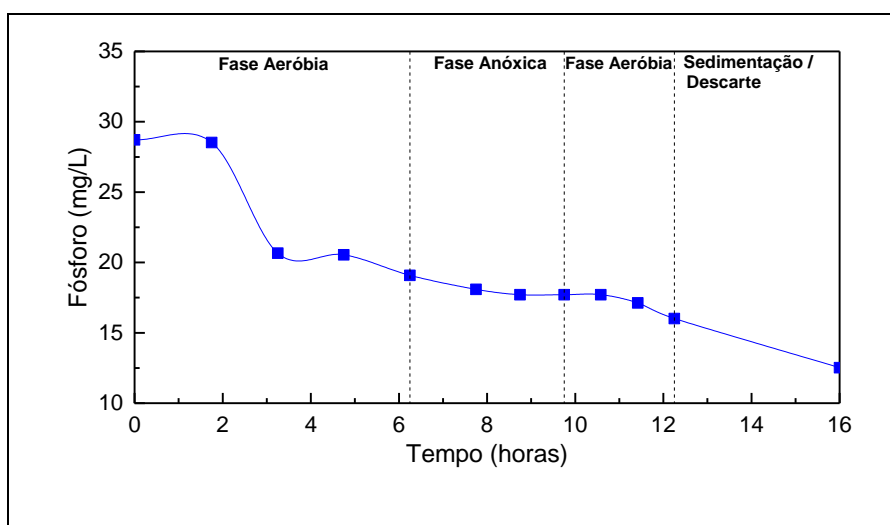
Fonte: Próprio Autor (2019)

Figura 37 – Perfil temporal do Nitrogênio no ciclo do RBS na etapa 1 do módulo 1



Fonte: Próprio Autor (2019)

Figura 38 – Perfil temporal do fósforo no ciclo do RBS na etapa 1 do módulo 1



Fonte: Próprio Autor (2019)

Verifica-se através da Figura 36 que a degradação da matéria orgânica, medida como DQO, aconteceu durante todo o ciclo operacional de forma praticamente constante, não havendo estabilização da curva, o que indica que o aumento do tempo de reação do ciclo poderia trazer maiores remoções de DQO. Neste ciclo foi observada uma eficiência de remoção de DQO de 72,5%, valor bem acima do valor médio apresentado para esta etapa (46%).

Já na Figura 37, é possível notar que ocorre o processo de amonificação nas duas primeiras horas do período de reação devido ao aumento da concentração de nitrogênio amoniacal, que a partir de então, começa a ser oxidado, confirmando o início do processo de nitrificação. Observa-se uma nova oxidação do amônio durante a segunda fase aeróbia, o que pode indicar o acúmulo de compostos nitrogenados, sendo necessário um aumento do tempo da primeira fase aeróbia.

Na Figura 38, observa-se que a remoção de fósforo foi constante durante o ciclo e, como esperado, não houve liberação de fósforo na fase anóxica por não ter sido adicionada fonte exógena de carbono nesta etapa. Neste ciclo a eficiência de remoção de fósforo foi em torno de 56%, valor pouco acima do valor médio apresentado para esta etapa, de 49%.

5.3. Avaliação da biomassa dos reatores

5.3.1. Reator UASB

O reator UASB utilizado no presente estudo foi inoculado com 0,85 L de lodo proveniente de um RBS anaeróbio tratando esgoto sanitário sintético. Para caracterização do lodo de inóculo foram realizadas análises de sólidos totais, fixos e voláteis, bem como a medição de pH, e os resultados estão apresentados na Tabela 26.

Tabela 26 – Caracterização do lodo de inóculo utilizado no UASB

Parâmetro	Concentração
pH	7,2
Sólidos Totais (g/L)	56,4
Sólidos Fixos (g/L)	10,0
Sólidos Voláteis (g/L)	46,4

Fonte: Próprio Autor (2019)

É possível observar através da Tabela 26, que a razão entre as concentrações de sólidos voláteis e totais do lodo anaeróbio foi de 0,82, indicando que 82% do lodo era orgânico, significando o percentual da massa de microrganismo inoculado no reator.

Durante o funcionamento do reator UASB, apesar de constatada a retenção de sólidos, foi observado um baixo crescimento celular, não sendo necessário a realização de descarte do lodo. A manta de lodo apresentou uma coloração preta e teve sua altura monitorada através da parede de acrílico do reator, havendo um crescimento nas primeiras semanas até atingir um nível em torno de 28,70 cm (12,20 cm acima da marca inicial), permanecendo assim até o fim da operação do sistema.

A Tabela 27 apresenta os valores de sólidos em amostras de lodo coletadas durante os módulos 1 e 2 do reator UASB.

Tabela 27 – Concentração de sólidos na manta de lodo do reator UASB

Módulo	ST (mg/L)	SF (mg/L)	SV (mg/L)	SV/ST
1	45.492	16.412	29.080	0,64
2	44.562	15.198	29.364	0,66

Fonte: Próprio Autor (2019)

Observa-se que houve uma redução da biomassa e dos sólidos totais, em paralelo ao aumento dos sólidos fixos, indicando que ao longo do tempo houve carreamento de lodo que era descartado com o efluente tratado. No entanto, não foi verificado impacto nas concentrações de sólidos e DQO no efluente

A partir da Tabela 27, também é possível notar uma diminuição nas concentrações de ST e SF na manta de lodo do módulo 1 para o módulo 2, assim como um aumento na concentração de SV. Em consequência disso, a relação SV/ST aumentou de 0,64 para 0,66. Essa pequena diferença na disponibilidade de biomassa, pode ter colaborado para o aumento na eficiência de remoção de matéria carbonácea verificado no módulo 2.

A massa biológica de lodo do reator UASB, a relação A/M (alimento/microrganismos) e a taxa específica de utilização do substrato (U), estão apresentadas na Tabela 28 e foram calculadas utilizando as concentrações de sólidos voláteis na manta de lodo, as concentrações afluente e efluente de DQO, a vazão de alimentação do reator (0,3 L/h) e o volume ocupado pela manta de lodo (considerou-se 1,44 litros).

Tabela 28 – Massa de lodo, relação A/M e U observadas no reator UASB

Módulo	Massa biológica de lodo (mg)	A/M (mg.DQO/mg.SV.dia)	U (mg.DQO/mg.SV.dia)
1	41.950	0,62	0,42
2	42.360	0,61	0,47

Fonte: Próprio Autor (2019)

As relações A/M, que indica a quantidade de matéria orgânica aplicada diariamente ao reator em relação a de biomassa presente em seu interior, apresentaram valores bem próximos, tendo uma leve diminuição do módulo 1 para o módulo 2, sendo explicada devido ao aumento registrado na massa de lodo.

Já a taxa específica de utilização do substrato, que representa a massa de substrato removida diariamente no reator por unidade de massa de microrganismos, registrou um aumento de 0,42 para 0,47 mg.DQO/mg.SV.dia, do primeiro para o segundo módulo, indicando um aumento na atividade microbiana que foi refletida nas eficiências de remoção de DQO.

5.3.2. RBS

Para inocular o RBS operado neste estudo, foram utilizados 2,0 L de lodo proveniente de um RBS aeróbio/anóxico, tratando esgoto sanitário sintético. Os resultados da caracterização do lodo de inóculo através das análises de sólidos totais, fixos e voláteis, e medição de pH, constam na Tabela 29 a seguir.

Tabela 29 – Caracterização do lodo de inóculo utilizado no RBS

Parâmetro	Concentração
pH	8,1
Sólidos Totais (g/L)	94,8
Sólidos Fixos (g/L)	2,0
Sólidos Voláteis (g/L)	92,8

Fonte: Próprio Autor (2019)

Verifica-se que 98% dos sólidos totais do lodo de inóculo era de sólidos orgânicos (razão SV/ST de 0,98). Foi observado através da parede acrílico do RBS que o lodo aeróbio não apresentou crescimento significativo durante a operação do sistema, com o lodo sedimentado se mantendo sempre em torno da marca de 2 litros (volume que foi utilizado para inocular o reator), assim não foram realizados descartes de lodo.

Os valores de sólidos nas amostras de lodo coletadas durante os módulos 1 e 2 do RBS estão apresentados na Tabela 30.

Tabela 30 – Concentração de sólidos no lodo sedimentado do RBS

		ST (mg/L)	SF (mg/L)	SV (mg/L)	SV/ST
Módulo 1	Etapa 1	23.778	9.432	14.347	0,60
	Fase 1 da Etapa 2	24.502	11.878	12.624	0,52
Módulo 2		23.646	11.986	11.660	0,49

Fonte: Próprio Autor (2019)

É possível verificar com os valores apresentados nas Tabelas 29 e 30, que houve perda de biomassa durante a operação do RBS devido ao arraste de sólidos, que foi comprovado ao se analisar os dados de ST no efluente do módulo 2, onde os valores eram superiores as concentrações afluentes, impactando nas eficiências de remoção de DQO, como já mencionado anteriormente (concentrações no efluente maiores que no afluente). Tal problema pode ser atribuído ao período de sedimentação, que pode ter sido longo e, como estava havendo desnitrificação, a formação de gases nesse processo provocou esse descarte de sólidos junto com o efluente.

Analisando a Tabela 30, também é possível observar que houve um aumento nas concentrações de ST e SF no lodo sedimentado, da primeira etapa do módulo 1 para a fase 1 da segunda etapa, assim como uma diminuição na concentração de SV. Como consequência, a relação SV/ST decresceu de 0,60 para 0,52. Para o módulo 2, a relação SV/ST reduziu mais uma vez para 0,49, devido aos valores de ST e SV que diminuíram e o de SF que aumentou, em relação a etapa anterior.

6. CONCLUSÕES

É inegável que a suinocultura é uma atividade econômica muito importante que continuará a crescer, gerando milhares de empregos e renda aos envolvidos. Entretanto, face a evolução do setor produtivo haverá o aumento da produção de dejetos que possuem alto poder poluente e quando inadequadamente manejados, continuarão a causar sérios danos à qualidade ambiental e riscos à saúde humana.

Com os resultados alcançados nesta pesquisa, o sistema composto por reator anaeróbio tipo UASB e reator em bateladas sequencial operado em ciclos alternados aeróbio/anóxico, mostrou-se uma alternativa interessante de tratamento biológico das águas residuárias da suinocultura, para remoção simultânea de matéria carbonácea, nitrogênio e fósforo.

O comportamento do sistema anaeróbio/aeróbio foi avaliado em dois módulos: (1) coluna de sedimentação (CS), UASB e RBS, e (2) UASB e RBS. A finalidade da CS, era a separação das águas residuárias suínas em líquido de alta concentração (LAC), que era o sedimento abaixo da linha divisória, e líquido de baixa concentração (LBC), que era o sobrenadante acima da linha divisória. A função do reator UASB era remover a maior fração de matéria orgânica e promover a amonificação, enquanto o RBS tinha como finalidade remover a matéria orgânica remanescente, realizar a nitrificação, remoção biológica de fósforo e desnitrificação. A fase 2 da segunda etapa do módulo 1, onde o RBS operou com tempo de reação de 20 horas, sendo alimentado com o líquido misto (LBC + efluente do UASB) e com a adição de metanol como fonte exógena de carbono na fase anóxica, apresentou o melhor desempenho em termos de eficiência de remoção de nitrogênio total (NT) (85%) e fósforo (67%). Porém, a eficiência de remoção de DQO, no valor de 78%, foi ligeiramente inferior aos 81% alcançados no módulo 2.

No reator UASB, o módulo 2 obteve um melhor desempenho em relação ao módulo anterior, apresentando eficiências de remoção de DQO de 76% e de amonificação de 56%. Com relação a DQO no módulo 1, considerando a eficiência de remoção a partir da estabilização do reator, que foi também de 76%, notou-se que não houve diferença quando o reator foi alimentado com o LAC proveniente da coluna de sedimentação ou com o dejetos suíno bruto. Apesar dos valores atingidos para eficiência de remoção de DQO estarem dentro dos valores encontrados na literatura, a porcentagem de nitrogênio orgânico convertido à nitrogênio amoniacal não foi satisfatória.

Durante o módulo 1 no RBS, comparando a etapa 1 com a fase 1 da etapa 2, nas quais não se utilizou fonte externa de carbono para desnitrificação e remoção de fósforo, houve uma melhora nas eficiências de remoção de DQO (de 46% para 58%), de NT (de 16% para 29%) e na nitrificação (de aproximadamente 30% para 42%), mostrando que a mudança de duração do tempo de reação dos ciclos operacionais promovida (de 12 para 20 horas) foi eficiente. Em contrapartida, registrou-se um decréscimo na eficiência de remoção de fósforo, de 49% para 43%. Realizando o balanço teórico de alcalinidade no reator, foi constatado que a alcalinidade poderia ser um fator limitante para o processo de nitrificação, e tomou-se a decisão de adicionar bicarbonato de sódio a partir da etapa 2 até o fim da operação do sistema.

Ainda no RBS, a fase 2 da segunda etapa do módulo 1, onde se utilizou metanol como fonte exógena de carbono na fase anóxica (relação C/N de 1,1), apresentou valores de eficiência de desnitrificação (94,6%), remoção de fósforo (59%) e remoção de NT (82%) significativamente maiores em relação à primeira fase, que possuía o mesmo tempo de reação (20 horas), porém não havia adição de fonte de carbono.

Comparando a fase 2 da segunda etapa do módulo 1 com o módulo 2, onde se operou o RBS com o mesmo tempo de reação e mesma quantidade de metanol adicionada na fase anóxica, houve uma redução nas eficiências de remoção de DQO (de 58% para 6%), de NT (de 82% para 77%) e de fósforo (de 59% para 43%). A brusca queda na eficiência de remoção de DQO se deu por dois motivos: devido ao arraste de sólidos voláteis para o efluente e devido a alimentação do RBS no segundo módulo ter sido realizada apenas com o efluente digerido do reator UASB, onde ocorria a decomposição da fração mais facilmente biodegradável da matéria orgânica.

REFERÊNCIAS

ABCS. Produção de suínos: teoria e prática. 1th. ed. Brasília: Associação Brasileira de Criadores de Suínos (ABCS), 2014. v. 1

ABIEC. Perfil da Pecuária no Brasil. Relatório Anual 2016, p. 46, 2016. Disponível em: <<http://www.abiec.com.br/Sumario.aspx>>.

ABPA. Relatório anual 2018. p. 176, 2018. Disponível em: <<http://abpa-br.com.br/storage/files/relatorio-anual-2018.pdf>>.

ABREU NETO, M. S. de; OLIVEIRA, R. A. de. Remoção de matéria orgânica, de nutrientes e de coliformes no processo anaeróbio em dois estágios (reator compartimentado seguido de reator UASB) para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. Engenharia Agrícola, v. 29, p. 148–161, 2009.

AMARAL, G. et al. Suinocultura: estrutura da cadeia produtiva, panorama do setor no Brasil e no mundo e o apoio do BNDES. Agroindústria BNDES Setorial, v. 45, p. 85–136, 2017.

APHA. Standard Methods For Examination Of Water And Wastewater Washington, DC American Public Health Association/American Water Works Association/Water Environmental Federation, , 1998. .

ARAÚJO, I. S. et al. Avaliação de sistema de tratamento de dejetos suínos instalado no estado de Santa Catarina. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v. 16, n. 7, p. 745–753, 2012. Disponível em: <http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1415-43662012000700007&lng=pt&tlng=pt>.

BELLI FILHO, P. et al. Tecnologias para o tratamento de dejetos de suínos. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v. 5, n. 1, p. 166–170, 2001.

BILOTTA, P.; KUNZ, A. Swine Manure Post-Treatment Technologies for Pathogenic Organism Inactivation. Engenharia Agrícola, v. 33, p. 422–431, 2013.

BU, F. et al. Swine manure treatment by anaerobic membrane bioreactor with carbon, nitrogen and phosphorus recovery. Water Science & Technology, p. 1–11, 2017.

CALLADO, N. H. Reatores seqüenciais em batelada em sistema anaeróbio/aeróbio tratando esgoto sintético e com remoção de nutrientes. **2001. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2001.**

CAMPOS, C. M. M. et al. Avaliação do Potencial de Produção de Biogás e da Eficiência de Tratamento do Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) Alimentado com Dejetos de Suínos. *Ciência e Agrotecnologia*, v. **29**, n. **4**, p. **848–856**, 2005.

CAMPOS, C. M. M. et al. Desenvolvimento e Operação de Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) no Tratamento dos Efluentes da Suinocultura em Escala Laboratorial. *Ciência e Agrotecnologia*, v. **30**, n. **1**, p. **140–147**, 2006.

CAMPOS, J. R. Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo. **1ª ed. Rio de Janeiro: Projeto PROSAB, 1999.**

CARDOSO, B. F.; OYAMADA, G. C.; SILVA, C. M. da. Produção, tratamento e uso dos dejetos suínos no Brasil. *Desenvolvimento em Questão*, v. **13**, n. **32**, p. **127–145**, 2015.

CERNICHARO, C. A. L. Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios. **1ª ed. Belo Horizonte: Projeto PROSAB, 2001.**

CERNICHARO, C. A. L. Reatores Anaeróbios: Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias. **Belo Horizonte: UFMG, 2008. v. 5**

COSTA, E. D. S.; BARBOSA FILHO, O.; GIORDANO, G. Reatores anaeróbios de manta de lodo(UASB): uma abordagem concisa. **1ª ed. Rio de Janeiro: COAMB / FEN / UERJ, 2014. v. 5**

DENG, L. et al. Improvement in post-treatment of digested swine wastewater. *Bioresource Technology*, v. **99**, n. **8**, p. **3136–3145**, 2008.

DENG, L.; CAI, C.; CHEN, Z. The treatment of pig slurry by a full-scale Anaerobic-Adding Raw Wastewater-Intermittent Aeration Process. *Biosystems Engineering*, v. **98**, n. **3**, p. **327–334**, 2007.

DIESEL, R.; MIRANDA, C.; PERDOMO, C. Coletânea de tecnologias sobre dejetos suínos. Porto Alegre: EMATER, v. **14**, p. **30**, 2002. Disponível em: <http://scholar.google.com/scholar?hl=en&btnG=Search&q=intitle:Coletânea+de+tecn>

ologias+sobre+dejetos+suínos#0>.

DOS SANTOS, A. C.; OLIVEIRA, R. A. de. TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA EM REATORES ANAERÓBIOS HORIZONTAIS SEGUIDOS DE REATOR AERÓBIO EM BATELADA SEQUENCIAL. Engenharia Agrícola, v. 31, n. 4, p. 781–794, 2011.

DUDA, R. M.; OLIVEIRA, R. A. de. Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator UASB e filtro anaeróbico em série seguidos de filtro biológico percolador. Engenharia Sanitária e Ambiental, v. 16, p. 91–100, 2011.

FONGARO, G. Higienização de dejetos suínos visando reciclo agrícola sanitariamente seguro. 2017. Universidade Federal de Santa Catarina, 2017.

GENOVA, J. L.; PUCCI, L. E.; SARUBBI, J. Estratégias para diminuir o impacto ambiental da suinocultura. Revista Eletrônica Nutritime, v. 12, p. 3891–3902, 2015.

HACK, E. C. et al. Geração de resíduos provenientes da suinocultura na região Oeste do Paraná: Um caso de insustentabilidade. Scientia Agraria Paranaensis, v. 10, p. 21–36, 2011.

HUTCHISON, M. L. et al. Analyses of Livestock Production , Waste Storage , and Pathogen Levels and Prevalences in Farm Manures. Applied and environmental microbiology, v. 71, n. 3, p. 1231–1236, 2005.

ITO, M.; GUIMARÃES, D.; AMARAL, G. Impactos ambientais da suinocultura: desafios e oportunidades. Agroindústria BNDES Setorial, v. 44, p. 125–156, 2016. Disponível em: <https://web.bndes.gov.br/bib/jspui/bitstream/1408/9974/1/BS_44_Impactos_ambientais_da_suinocultura_P.pdf>.

KALYUZHNYI, S. et al. Integrated mechanical, biological and physico-chemical treatment of liquid manure streams. Water Science and Technology, v. 41, p. 175–182, 2000.

KUNZ, A. Impactos Sobre a Disposição Inadequada de Dejetos de Animais Sobre a Qualidade de Águas Superficiais e Subterrâneas. In: Simpósio Nacional Sobre Uso da Água na Agricultura, 2, Anais...2006.

KUNZ, A.; MIELE, M.; STEINMETZ, R. L. R. Advanced swine manure treatment and

utilization in Brazil. *Bioresource Technology*, v. 100, n. 22, p. 5485–5489, 2009. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2008.10.039>>.

MARCHI, B. DISPOSIÇÃO DE EFLUENTES DE SUÍNOS EM SOLO: Estudo de caso. 2010. Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2010.

MASSÉ, D.; GILBERT, Y.; TOPP, E. Pathogen removal in farm-scale psychrophilic anaerobic digesters processing swine manure. *Bioresource Technology*, v. 102, n. 2, p. 641–646, 2011.

METCALF, L.; EDDY, H. P. Tratamento de efluentes e recuperação de recursos. 5ª ed. Porto Alegre, Brasil: McGraw Hill, 2016.

NOLASCO, M. A.; BAGGIO, R. B.; GRIEBELER, J. Implicações Ambientais e Qualidade da Água da Produção Animal Intensiva. *Revista Acadêmica*, v. 3, p. 19–26, 2005.

OBAJA, D. et al. Nitrification, denitrification and biological phosphorus removal in piggery wastewater using a sequencing batch reactor. *Bioresource Technology*, v. 87, n. 1, p. 103–111, 2003.

OEHMEN, A. et al. Advances in enhanced biological phosphorus removal: From micro to macro scale. *Water Research*, v. 41, p. 2271–2300, 2007.

OLIVEIRA, R. A. de; FORESTI, E. Balanço de Massa de Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo (UASB) Tratando Águas Residuárias de Suinocultura. *Engenharia Agrícola*, v. 24, n. 3, p. 807–820, 2004.

OLIVEIRA, R. A. de; SANTANA, A. M. de. Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (uash) em dois estágios seguidos de reator operado em batelada sequencial (RBS). *Engenharia Agrícola*, v. 31, n. 1, p. 178–192, 2011. Disponível em: <http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0100-69162011000100018&lng=pt&tlng=pt>.

RAJAGOPAL, R. et al. Combined anaerobic and activated sludge anoxic/oxic treatment for piggery wastewater. *Bioresource Technology*, v. 102, n. 3, p. 2185–2192, 2011. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2010.09.112>>.

RIANO, B.; GARCÍA-GONZÁLEZ, M. C. On-farm treatment of swine manure based on solid-liquid separation and biological nitrification-denitrification of the liquid fraction. Journal of Environmental Management, v. 132, p. 87–93, 2014. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.jenvman.2013.10.014>>.

RODRIGUES, L. S. et al. Avaliação de desempenho de reator UASB no tratamento de águas residuárias de suinocultura. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v. 14, n. 1, p. 94–100, 2010. Disponível em: <http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1415-43662010000100013&lng=en&nrm=iso&tlng=pt>.

SALOMON, K. R.; LORA, E. E. S. Estimate of the electric energy generating potential for different sources of biogas in Brazil. Biomass and Bioenergy, v. 33, n. 9, p. 1101–1107, 2009. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.biombioe.2009.03.001>>.

SANTOS, L. D.; MAYERLE, S. F.; CAMPOS, L. M. D. S. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA Tecnologias e sistemas de tratamento para os dejetos da suinocultura. Revista Verde de Agroecologia e Desenvolvimento Sustentável, v. 9, n. 48, p. 12–18, 2014.

SILVA, P. C. da; AMARAL, A. A. do. Tratamento de dejetos suínos com biorreator UASB. Revista Verde de Agroecologia e Desenvolvimento Sustentável, v. 8, n. 5, p. 141–147, 2013.

SOUSA, F. A. et al. REDUÇÃO DO POTENCIAL POLUIDOR DE DEJETOS DE SUÍNOS EM LAGOAS DE ESTABILIZAÇÃO EM SÉRIE. Bioscience Journal, v. 30, n. 1, p. 65–73, 2014.

SOUZA, J. C. P. V. B. et al. Sistema de Produção de Leitões baseado em Planejamento, Gestão e Padrões Operacionais. Sistemas de Produção, p. 1–114, jun. 2013.

SOUZA, C. V et al. Tratamento de dejetos líquidos de suínos por meio de lagoas de estabilização visando uso agrícola. Engenharia Ambiental, v. 13, p. 107–120, 2016.

SPERLING, M. Von. Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgotos. 4th. ed. [s.l.] UFMG, 2014.

TREVISAN, V.; MONTEGGIA, L. Produção de biogás a partir de efluente da

suinocultura utilizando digestão anaeróbia em dois estágios. In: **Simposio Internacional Sobre ...**, **Anais...2009**. Disponível em: <http://www.sbera.org.br/sigera2009/downloads/obras/062.pdf>.

URBINATI, E.; OLIVEIRA, R. A. de. Anaerobic-aerobic treatment of swine wastewater in uasb and batch reactors in series. Engenharia Agrícola, v. 34, n. 1, p. 124–142, 2014.

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. F. Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regioes de clima quente. Campina Grande, Brasil: EPGRAF, 1994.

VAN HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. O comportamento do sistema de lodo ativado. Campina Grande, Brasil: EPGRAF, 1999.

VIVAN, M. et al. Eficiência da interação biodigestor e lagoas de estabilização na remoção de poluentes em dejetos de suínos. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v. 14, n. 3, p. 320–325, 2010.

WANG, S. et al. Acidification during aerobic treatment of digested swine wastewater and its effect on pollutant removal. Chemistry and Ecology, v. 33, n. 5, p. 403–419, 2017.

YANG, D. et al. Separation of swine wastewater into different concentration fractions and its contribution to combined anaerobic-aerobic process. Journal of Environmental Management, v. 168, p. 87–93, 2016. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.jenvman.2015.11.049>>.

ZEN, S. De; ORTELAN, C. B.; IGUMA, M. D. Suinocultura brasileira avança no cenário mundial. Boletim Ativos da Suinocultura, v. 1, n. 2014, p. 1–4, 2015. Disponível em: <<http://www.cnabrasil.org.br/boletins/ativos-suinocultura-suinocultura-brasileira-avanca-no-cenario-mundial-maio-2015>>.

ZOPPAS, F. M.; BERNARDES, A. M.; MENEGUZZI, Á. Parâmetros operacionais na remoção biológica de nitrogênio de águas por nitrificação e desnitrificação simultânea. Engenharia Sanitária e Ambiental, v. 21, p. 29–42, 2016.