

UNIVERSIDADE FEDERAL DA FRONTEIRA SUL
CAMPUS ERECHIM
PROGRAMA DE PÓS GRADUAÇÃO EM CIÊNCIA E TECNOLOGIA AMBIENTAL
CURSO DE MESTRADO EM CIÊNCIA E TECNOLOGIA AMBIENTAL

DANIELA CÂNDIDO

PARTIDA E OPERAÇÃO DE UM SISTEMA DE TRATAMENTO DE EFLUENTES
DA SUINOCULTURA EM ESCALA PLENA

ERECHIM, RS

2021

DANIELA CÂNDIDO

**PARTIDA E OPERAÇÃO DE UM SISTEMA DE TRATAMENTO DE EFLUENTES
DA SUINOCULTURA EM ESCALA PLENA**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental da Universidade Federal da Fronteira Sul (UFFS) como requisito parcial para obtenção do grau de Mestre em Ciência e Tecnologia Ambiental, sob a orientação do Prof^o. Dr. Airton Kunz.

ERECHIM, RS

2021

[Folha destinada à inserção da ficha catalográfica.]

DANIELA CÂNDIDO

**PARTIDA E OPERAÇÃO DE UM SISTEMA DE TRATAMENTO DE EFLUENTES
DA SUINOCULTURA EM ESCALA PLENA**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental da Universidade Federal da Fronteira Sul (UFFS) como requisito parcial para obtenção do grau de Mestre em Ciência e Tecnologia Ambiental, sob a orientação do Prof^o. Dr. Airton Kunz.

Este trabalho foi defendido e aprovado pela banca em 25/06/2021.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Airton Kunz – UFFS
Orientador

Prof. Dr. Gean Delise Leal Pasquali
Membro Titular Interno – UFFS

Prof. Dr. Marcelo Bortoli
Membro Titular Externo - UTFPR

Dedico este trabalho aos meus pais, que não
pouparam esforços para que eu pudesse
concluir meus estudos.

AGRADECIMENTOS

Ao meu pai Marcos, minha mãe Marci, meu irmão João Guilherme pelo apoio nos momentos difíceis e confiança que sempre depositaram em mim.

Ao Felipe, por todo apoio, amor, carinho e compreensão durante esta difícil fase de nossas vidas.

Ao orientador, professor Dr. Airton Kunz, o coração deste estudo. O qual dedicou anos de sua vida para tornar este projeto realidade. Obrigada pela oportunidade, por todo o conhecimento que me passou e pelas horas dedicadas à minha orientação.

Aos analistas da Embrapa Suínos e Aves Fabiane G. Antes e Ricardo L. R. Steinmetz pela ajuda no desenvolvimento do trabalho e por todo conhecimento passado ao longo destes 5 anos de convivência.

Aos demais funcionários da Embrapa Suínos e Aves e aos docentes do PPGCTA, pelo apoio para a realização deste trabalho e contribuição para meu aprendizado.

Ao pessoal da Granja Master São Roque, em especial ao Elenilson, Jackson, Móisés, Morgana, Assis, Alisson, Sr. Albino, Fátima, Fernando, Tatiane e demais, que não mediram esforços para me auxiliar durante o tempo que permaneci em Videira.

Aos colegas do projeto SISTRATES que não foram citados anteriormente, os quais contribuíram muito para meu aprendizado, Marcelo B., André, Marco, Marcelo M, Vicente Sangoi e Evandro.

Ao pessoal do laboratório LEEA da Embrapa Suínos e Aves, pessoas fundamentais na realização deste estudo, em especial Alice, Bruno, Camila, Deisi, Eduarda, Gabriela e João. Vocês tornaram meus dias no laboratório mais leves.

Finalmente, a todos que de alguma forma contribuíram para a execução deste trabalho.

A todos o meu sincero muito obrigada!

RESUMO

O Brasil é um dos maiores produtores de carne suína no mundo, o que demanda o desenvolvimento de boas práticas de manejo de resíduos, seja ele para uso agrícola e/ou tratamento deste material. O efluente suinícola é um grande desafio à suinocultura intensiva e de grande escala, principalmente para aqueles que não possuem área disponível à prática de fertirrigação. Buscando minimizar os impactos ambientais causados pelo sistema suinícola brasileiro, a Embrapa Suínos e Aves, com uma rede de parceiros, desenvolveu uma tecnologia capaz de obter altos índices de tratabilidade dos efluentes da suinocultura. Esta tecnologia denominada SISTRATES[®] (Sistema de Tratamento de Efluentes da Suinocultura) é composta por três módulos os quais se baseiam nos processos de digestão anaeróbia (Módulo Bio), remoção de nitrogênio via nitrificação/desnitrificação (Módulo N) e remoção de fósforo por precipitação química (Módulo P). Neste trabalho foi avaliada a partida e operação do SISTRATES[®] em escala plena em uma granja de suínos. Foram estudados parâmetros como, relação dejetos/matriz, percentual de conversão de água em dejetos, produtividade de biogás, eficiência de dessulfurização, percentual de remoção de matéria orgânica e nutrientes, custo energético para remoção de nitrogênio, coeficientes de geração de lodo em cada módulo e global e, eficiência energética. Os resultados obtidos através deste estudo demonstraram que o SISTRATES[®] gera 0,0061 m³_{lodo} matriz⁻¹ d⁻¹, consumindo o total de 0,018 KWh matriz⁻¹ d⁻¹ e gerando 0,28 KWh matriz⁻¹ d⁻¹, também apresentou eficiência de remoção de SV (sólidos voláteis) de 56,2% no Módulo Bio, remoção de NAT (nitrogênio amoniacal total) de 99,6% no Módulo N e remoção de PT (fósforo total) de 95% na fração líquida no Módulo P. Demonstrando que esta configuração de sistema de tratamento apresenta altos índices de eficiência sendo uma opção sustentável para o tratamento de dejetos suínos.

Palavras-chave: Dejetos suínos. Digestão anaeróbia. Geração de energia. Remoção de nutrientes.

ABSTRACT

Brazil is one of the biggest swine meat producer in the world, which requires the development of good waste management practices, whether for agricultural use and/or treatment of this material. The swine manure is a big challenge for the intensive pig farmers, principally for those that do not have area for fertirrigation practice. Searching alternatives to minimize the environmental impacts caused by the Brazilian swine production chain, Embrapa Swine and Poultry, with a network of partners, developed a technology able to get high treatability quality of swine manure. This technology is called SISTRATES[®] (a Portuguese acronym for *Sistema de Tratamento de Efluentes da Suinocultura*), composed of three modules, that are based in the anaerobic digestion process (Bio module), nitrogen removal through nitrification/denitrification (N module) and phosphorus removal by chemical precipitation (P module). In this work, the startup and operation of SISTRATES[®], a full-scale plant in a swine farm was evaluated. Parameters like, manure/sow ratio, conversion perceptual of water in manure, biogas productivity, desulfurization efficiency, removal efficiency of organic matter and nutrients, energy cost for nitrogen removal, coefficients of sludge generated in each module and global and, energetic efficiency was studied. The results obtained through this study shows that SISTRATES[®] generates $0,0061 \text{ m}^3_{\text{sludge}} \text{ sow}^{-1} \text{ d}^{-1}$, consumes $0,018 \text{ kWh} \text{ sow}^{-1} \text{ d}^{-1}$ and generates $0,28 \text{ kWh} \text{ sow}^{-1} \text{ d}^{-1}$, also shows VS removal efficiency of 56,2% in Bio module, 99,6% TAN removal in N module and 95% P removal in liquid fraction. Proved that this treatment system arrangement presents a very good performance being a sustainable option for swine manure treatment.

Keywords: Swine manure. Anaerobic digestion. Power generation. Nutrients removal.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Ilustração do SISTRATES®, apresentando os principais processos envolvidos para o tratamento de efluente da suinocultura.....	35
Figura 2 – Vista aérea da granja São Roque, Videira – SC onde é possível visualizar o SISTRATES® em construção, os sítios de gestação e maternidade à esquerda e sítio creche à direita.....	37
Figura 3 – Imagem aérea de Sistema de Tratamento de Efluente da Suinocultura – SISTRATES®, localizado na Granja São Roque em Videira – SC.....	38
Figura 4 – Fluxograma do sistema de tratamento de efluentes da suinocultura (SISTRATES®) composto pelo módulo de digestão anaeróbia (módulo Bio), módulo de remoção de nitrogênio (módulo N) e módulo de remoção e recuperação de fósforo (módulo P).....	39
Figura 5 – Peneira com escovas rotativas com crivos de 2 mm, primeira operação unitária da etapa de SSL do Módulo Bio.....	41
Figura 6 – Decantador 1, segunda operação unitária da etapa de SSL do Módulo Bio.....	41
Figura 7 – Biodigestores de lagoa coberta, que recebem a fração líquida do dejetos previamente separado na etapa de SSL, do módulo Bio.....	42
Figura 8 – Reator CSTR, que recebe fração sólida do dejetos previamente separado na etapa de SSL, do módulo Bio.....	42
Figura 9 – Pontos de amostragem para coleta de amostras e linhas de fluxo do módulo Bio.....	43
Figura 10 – Pontos onde encontram-se medidores de biogás e pontos de amostragem para composição de biogás no Módulo Bio.....	44
Figura 11 – Decantador 2, etapa que antecede a entrada do efluente no reator desnitrificante utilizado para controle de sólidos e nutrientes nos meses mais frios.....	45
Figura 12 – Reator anóxico/desnitrificante, primeiro reator do Módulo N onde ocorre a conversão de nitrato a nitrogênio gasoso.....	46
Figura 13 – Reator aeróbio/nitrificante, segundo e último reator do Módulo N onde ocorre a oxidação do nitrogênio amoniacal em nitrito e nitrato.....	46
Figura 14 – Detalhes da instalação do sistema de aeração <i>air grid</i> com difusores tubulares de membrana, da marca B&F Dias.....	47
Figura 15 – Decantador 3, etapa que sucede os reatores do Módulo N com intuito separação de fases para obtenção de sobrenadante clarificado e recirculação e descarte de biomassa nitrificante.....	47
Figura 16 – Pontos de amostragem para coletas de amostras e linhas de fluxo do Módulo N.....	48

Figura 17 – Pontos onde ficam localizadas as bombas e medidores de vazão de líquido no Módulo N.....	49
Figura 18 – Problemas estruturais em reator nitrificante devido ao sistema de aeração.....	50
Figura 19 – Primeira inoculação de reator nitrificante com lodo aclimatado proveniente da Estação de Tratamento de Dejetos Suínos (ETDS) da Embrapa Suínos e Aves.....	51
Figura 20 – Local de armazenamento do lodo nitrificante para segunda partida de reator nitrificante.....	52
Figura 21 – Adição de 30 m ³ de lodo nitrificante para segunda partida de reator nitrificante .	52
Figura 22 – Razões de vazões praticadas no Módulo N após estabilização de processo de nitrificação/desnitrificação	53
Figura 23 – Unidade de mistura rápida (UMR) onde suspensão de Ca(OH) ₂ é adicionada para elevação de pH até 9,0 de efluente de entrada do Módulo P.....	54
Figura 24 – Pontos de amostragem para coletas de amostras e linhas de fluxo do Módulo P .	55
Figura 25 – Equipamentos utilizados para a medição de vazão e composição do biogás gerado no Módulo Bio.....	58
Figura 26 – Detalhe do software AwivIEW para transferência, visualização e exportação de dados, marca Awite®	59
Figura 27 – Medidores de vazão utilizados em bombas do sistema de tratamento de dejetos suínos.....	60
Figura 28 – Tela principal de sistema supervisório do SISTRATES® com detalhe do que é visualizado nos três módulos do processo.....	61
Figura 29 – Interfaces do aplicativo do software Ekodata, onde é possível inserir qualquer análise realizada tanto à campo quando laboratorial.....	62
Figura 30 – Interface do painel administrativo do software Ekodata, onde é possível gerenciar usuários, compôs de preenchimento , gerar gráficos e tabelas de histórico de dados	62
Figura 31 – Dashbord de software Ekodata, onde é possível ter um panorama dos principais pontos de monitoramento do SISTRATES®	63
Figura 32 – Correlação entre dados de COT e DQO e equação da reta a ser utilizada para conversão de dados.....	64
Figura 33 – Correlação entre dados de DQO e DBO e equação da reta a ser utilizada para conversão de dados.....	65
Figura 34 – Acompanhamento mensal do plantel de matrizes durante os meses de janeiro/19 (1) a dezembro/20 (24)	70

Figura 35 – Acompanhamento (médias diárias) de geração de dejetos e consumo de água por matriz e acompanhamento da conversão de água em dejetos tendo como referência a IN11/SC	71
Figura 36 – Relação entre consumo de água, geração de dejetos e precipitação pluviométrica	74
Figura 37 – Relação entre geração de dejetos matriz ⁻¹ e temperatura.....	75
Figura 38 – Acúmulo de sólidos dentro do Decantador 1 devido a problemas com o manejo de lodo	79
Figura 39 – Esvaziamento do Decantador 1 para limpeza devido ao acúmulo de sólido fixo (SF).....	79
Figura 40 – BLCs em fase de construção, onde é possível visualizar um decantador secundário dentro do próprio biodigestor	82
Figura 41 – Incidente em reator BLCs devido ao alto volume de dejetos que entrou no reator em um curto espaço de tempo, o que gerou o levantamento das bordas dos reatores que estavam aterradas no solo.	83
Figura 42 – Comportamento das concentrações de sólidos totais, voláteis e fixos na saída dos reatores BLCs em função da sazonalidade	84
Figura 43 – Influência da temperatura da biomassa na Produção de Biogás (PrB) nos reatores BLCs.....	86
Figura 44 – Variação da composição de biogás durante o período de estudo nos reatores BLCs	87
Figura 45 – Problemas estruturais em reator CSTR como infiltração de biogás em diversos pontos e oxidação de parafusos de fixação.....	90
Figura 46 – Esvaziamento do CSTR devido ao alto acúmulo de sólido fixo (SF).....	91
Figura 47 – Variação da composição de biogás durante o período de estudo no reator CSTR	91
Figura 48 – Acompanhamento da atividade da biomassa nitrificante em relação ao consumo de nitrogênio amoniacal	95
Figura 49 – Acompanhamento da concentração de nitrogênio amoniacal e carbono orgânico no Módulo N.....	96
Figura 50 – Acompanhamento das formas nitrogenadas em reatores desnitrificante (a) e nitrificante (b) no Módulo N	101
Figura 51 – Acompanhamento de sólidos sedimentáveis em Decantador 2 em período onde critério de ativação foi atingido	102
Figura 52 – Perfil de sólidos suspensos dentro do reator nitrificante.....	103

Figura 53 – Acompanhamento da variação do percentual de lodo descartado no Decantador 3 no Módulo N em função da vazão de alimentação.....	104
Figura 54 – Diferentes condições do Decantador 3, comparando o manejo de lodo adequado com a falta de manejo de lodo.....	104
Figura 55 – Acompanhamento de demanda e consumo de O ₂ em reator nitrificante	106
Figura 56 – Eletrodo passivado em função da falta de limpeza no sensor de pH localizado na UMR do Módulo P.....	108
Figura 57 – Acompanhamento de razão molar (Ca:P) em etapa de remoção/recuperação de fósforo no Módulo P.....	109
Figura 58 – Efluente final e corpo hídrico receptor de efluente final proveniente do SISTRATES®	111
Figura 59 – Balanço de energia elétrica do SISTRATES® por módulo onde, a seta verde representa geração de energia elétrica e a vermelha representa consumo de energia elétrica	113
Figura 60 – Balanço de massa global do SISTRATES®, série de sólidos	116
Figura 61 – Balanço de massa global do SISTRATES®, nutrientes	119

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Modelos de biodigestores e seus principais parâmetros de processo	29
Tabela 2 – Dados iniciais de número de matrizes, consumo de água e dejetos utilizados no dimensionamento do sistema no ano de 2015	39
Tabela 3 – Principais parâmetros de dimensionamento dos reatores anaeróbios (BLC e CSTR) do módulo Bio	40
Tabela 4 – Principais parâmetros de dimensionamento dos reatores de nitrificação/desnitrificação do Módulo N.....	44
Tabela 5 – Principais parâmetros de dimensionamento do Módulo P	54
Tabela 6 – Estatística descritiva dos parâmetros ambientais que influenciam no processo.....	72
Tabela 7 – Acompanhamento da série de sólidos, COT, NAT, PT e K na etapa de SSL (Decantador 1) no Módulo Bio.....	77
Tabela 8 – Parâmetros de dimensionamento e monitoramento de reatores BLCs	81
Tabela 9 – Acompanhamento da eficiência de remoção de sólidos e nutrientes nos reatores BLCs.....	85
Tabela 10 – Caracterização físico-química e vazão de alimentação das frações de sólidos e lodos que compõem a alimentação do reator CSTR	89
Tabela 11 – Parâmetros de dimensionamento e monitoramento de reator CSTR.....	89
Tabela 12 – Acompanhamento da eficiência de remoção de sólidos e nutrientes no reator CSTR	93
Tabela 13 – Parâmetros de dimensionamento e monitoramento do Módulo N	94
Tabela 14 – Estatística descritiva dos valores globais das eficiências do sistema, em relação as entrada e saída do Módulo N.....	98
Tabela 15 – Parâmetros de entrada e saída do Módulo P da fração líquida, sendo a saída deste módulo o efluente final tratado pelo SISTRATES®	110
Tabela 16 – Características do lodo resultante da fração sólida do Módulo P em base seca	112
Tabela 17 – Vazões consideradas para realização de cálculos de balanço de massa	114
Tabela 18 – Coeficientes técnicos levantados no projeto SISTRATES® levando em consideração o plantel de matrizes alojadas	121
Tabela 19 – Coeficientes técnicos levantados no projeto SISTRATES® levando em consideração a vazão de dejetos suíno	121
Tabela 20 – Projeção de aumento de vazão do SISTRATES®	122

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 – Subdivisão dos sistemas de produção de suínos da granja São Roque de suas três unidades.....	37
Quadro 2 – Cronograma de análises físico-químicas realizadas no módulo Bio do SISTRATES®	43
Quadro 3 – Cronograma de análises físico-químicas a serem realizadas no Módulo N	48
Quadro 4 – Cronograma de análises físico-químicas a serem realizadas no Módulo P.....	55

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AGV	Ácidos Graxos Voláteis
AI	Alcalinidade Intermediária
ANOVA	Análise de Variância
AP	Alcalinidade Parcial
BLC	Biodigestor de Lagoa Coberta
BNDES	Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social
BOA	Bactéria Oxidadora de Amônia
BON	Bactéria Oxidadora de Nitrito
C/N	Carbono/Nitrogênio
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
COT	Carbono Orgânico Total
COV	Carga Orgânica Volumétrica
CSTR	do inglês <i>Continuous Starried Tank Reactor</i>
DA	Digestão Anaeróbia
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DEC	Decantador
DES	Desnitrificante
DQO	Demanda Química de Oxigênio
EBPR	do inglês <i>Enhanced Biological Phosphorus Removal</i>
ETDS	Estação de Tratamento de Dejetos Suínos
FUNTEC	Fundo de Desenvolvimento Científico e Tecnológico
GRS	Granja São Roque
IMA	Instituto do Meio Ambiente de Santa Catarina
IN	Instrução Normativa
INPI	Instituto Nacional de Propriedade Industrial
LAFQ	Laboratório de Análises Físico-Químicas
MDL	Mecanismos de Desenvolvimento Limpo
MLE	do inglês <i>Modified Ludzack-Ettinger</i>
N	Nitrogênio
NAT	Nitrogênio Amoniacal Total
NIT	Nitrificante

OAF	Organismo Acumulador de Polifosfato
OD	Oxigênio Dissolvido
OIE	Organização Mundial da Saúde Animal
P	Fósforo
PEAD	Polietileno de Alta Densidade
pH	Potencial Hidrogeniônico
PI	Pedido de Invenção
PNEUMA	Programa das Nações Unidas para o Meio Ambiente
PT	Fósforo Total
PVC	Policloreto de Vinila
Q	Vazão
SC	Santa Catarina
SF	Sólido Fixo
SISTRATES	Sistema de Tratamento de Efluentes da Suinocultura
SR	São Roque
SSF	Sólido Suspenso Fixo
SSL	Separação Sólido-Líquido
SST	Sólido Suspenso Total
SSV	Sólido Suspenso Volátil
ST	Sólidos Totais
SV	Sólido Volátil
T	Temperatura
TRB	Tempo de Residência de Biogás
TRH	Tempo de Retenção Hidráulica
UABS	do inglês <i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>
UFFS	Universidade Federal da Fronteira Sul
UMR	Unidade de Mistura Rápida
UPL	Unidade Produtora de Leitões
V	Volume

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	19
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	21
2.1	A ATIVIDADE SUINÍCOLA E SUAS IMPLICAÇÕES	21
2.2	TRATAMENTO DE EFLUENTE DA SUINOCULTURA.....	23
2.2.1	Processo de separação sólido-líquido	24
2.2.2	Processo de digestão anaeróbia.....	25
2.2.2.1	<i>Modelos de reatores.....</i>	29
2.2.3	Processo de remoção de nutrientes.....	30
2.2.3.1	<i>Processo de remoção de nitrogênio.....</i>	30
2.2.3.2	<i>Remoção química de fósforo.....</i>	32
2.3	SISTEMA DE TRATAMENTO DE EFLUENTE DA SUINOCULTURA – SISTRATES®	35
3	MATERIAL E MÉTODOS.....	37
3.1	UNIDADE EXPERIMENTAL – GRANJA SÃO ROQUE	37
3.2	CONFIGURAÇÃO DO SISTEMA	38
3.2.1	Módulo Bio.....	40
3.2.2	Módulo N.....	44
3.2.2.1	<i>Partida 1.....</i>	50
3.2.2.2	<i>Partida 2.....</i>	51
3.2.3	Módulo P	53
3.3	METODOLOGIAS ANALÍTICAS UTILIZADAS	56
3.3.1	Análises laboratoriais.....	56
3.3.1.1	<i>Teste de atividade nitrificante</i>	57
3.3.2	Consumo de energia elétrica	57
3.3.3	Consumo e composição de biogás	58
3.3.4	Medidores de vazão.....	59
3.3.5	Controle de processo	60
3.3.5.1	<i>Software de gerenciamento do sistema de tratamento.....</i>	61
3.3.6	Consumo e demanda de O₂.....	63
3.4	TRATAMENTO ESTATÍSTICO	66
3.5	CÁLCULOS DOS COEFICIENTES TÉCNICOS	66

3.5.1	Coefficientes técnicos por matriz alojada.....	66
3.5.2	Coefficientes técnicos por m³ de dejetos tratados.....	68
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES	70
4.1	PRODUÇÃO DE DEJETOS SUÍNOS E VARIÁVEIS DE INTERESSE.....	70
4.2	TRATAMENTO DE DEJETO SUÍNO	76
4.2.1	Módulo Bio.....	76
4.2.1.1	<i>Separação Sólido-Líquido (SSL).....</i>	76
4.2.1.2	<i>Biodigestão.....</i>	80
4.2.1.2.1	Biodigestores de Lagoa Coberta (BLC)	80
4.2.1.2.2	Continuous Stirred-tank Reactor (CSTR)	88
4.2.2	Módulo N.....	93
4.2.2.1	<i>Inoculação do Módulo N.....</i>	94
4.2.2.2	<i>Operação e acompanhamento.....</i>	96
4.2.3	Módulo P	108
4.3	BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA	112
4.3.1	Balço de energia elétrica.....	112
4.3.2	Balços de massa	114
4.4	COEFICIENTES TÉCNICOS	121
4.5	PROJEÇÃO DE OPERAÇÃO EM CAPACIDADE MÁXIMA.....	122
5	CONSIDERAÇÕES FINAIS	125
6	PERSPECTIVAS DE TRABALHOS FUTUROS.....	126
	REFERÊNCIAS.....	127
	APÊNDICE A – ACOMPANHAMENTO DO SISTEMA REFERENTE AOS	
	ANOS DE 2016 A 2018	139
	APÊNDICE B – ACOMPANHAMENTO DO SISTEMA REFERENTE AOS	
	ANOS DE 2019 A 2020	147
	APÊNDICE C – TESTE DE CURVA DE SEDIMENTAÇÃO NA SAÍDA DA	
	UMR (MÓDULO P).....	156

1 INTRODUÇÃO

A suinocultura tornou-se nas últimas décadas uma atividade de extrema importância para o agronegócio brasileiro, trazendo incrementos para o desenvolvimento econômico. A produção de suínos passou por diversas mudanças tecnológicas, e talvez a que mais impactou a questão ambiental foi o padrão intensivo de criação, visando aumento de produtividade e diminuição de custos, que acarretou grandes volumes de efluente com alto potencial poluidor. Com isso, concomitantemente ao crescimento da suinocultura, deparou-se com problemas quanto ao manejo destes efluentes.

Existem diversas tecnologias para o tratamento dos resíduos da suinocultura, no entanto, não são amplamente aplicadas no Brasil devido à fatores como, percepção de complexidade em sistemas de tratamento de efluentes por produtores, falta de fiscalização em função das legislações para este tipo de efluente e também em função de seu alto custo de implementação. O desafio deste trabalho é difundir o conhecimento para que paradigmas em função da complexidade de sistemas de tratamento de efluentes sejam quebrados e que a produção de suínos no Brasil torne-se cada dia mais consciente e ambientalmente sustentável.

A fim de buscar alternativas para estas questões o SISTRATES[®] (Sistema de Tratamento de Efluente da Suinocultura) foi desenvolvido, sendo o projeto que norteia este trabalho. Este projeto vem sendo estudado a mais de dez anos e já envolveu diversos estudos e pesquisadores, dissertações de mestrado como:

- Partida, operação e otimização de um sistema de nitrificação/desnitrificação visando a remoção de efluente da suinocultura pelo processo de Ludzack-Ettinger modificado (MLE) (BORTOLI, 2010);
- Digestão anaeróbia de resíduos da produção animal (DE OLIVEIRA, 2015);
- Remoção de nitrogênio de efluente suinícola a diferentes relações carbono/nitrogênio (C/N) utilizando-se o processo MLE (GIONGO, 2016);
- Remoção química de fósforo de efluente suinícola: implicações da qualidade do efluente sobre a eficiência do processo (SUZIN, 2016);
- Estratégia de partida de reatores anaeróbios (LINS, 2017);
- Sedimentação como estratégia de separação sólido-líquido (SSL) e sua influência na remoção biológica de nitrogênio de dejetos suínos (HOLLAS, 2018).

Entre outros tantos estudos que corroboraram com o conhecimento e estabelecimentos das técnicas aqui utilizadas.

Este projeto foi concebido pelos pesquisadores Airton Kunz, Hugo Moreira Soares, Marcelo Bortoli, Marcelo Miele e Ricardo Luis Radis Steinmetz e teve seu pedido de patente depositada em fevereiro de 2011 no Instituto Nacional de Propriedade Industrial (INPI), como Pedido de Invenção (PI). Sua concessão sob Patente de Invenção N° PI 1100464-9 foi concebida em fevereiro de 2021. O projeto em escala plena está instalado na empresa Master Agroindustrial, na unidade da Granja São Roque, Videira – SC, Brasil, e contou com apoio financeiro do Fundo de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (FUNTEC) do Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES).

A presente dissertação teve como objetivo geral a determinação dos coeficientes técnicos do SISTRATES, sistema composto por processos de digestão anaeróbia (DA), remoção de nitrogênio (N) via nitrificação/desnitrificação e remoção de fósforo (P) por precipitação química, com vistas ao lançamento em corpo hídrico. Os objetivos específicos que agregarão aos resultados finais, são os seguintes:

- Estabelecimentos das eficiências de cada etapa do processo e também as eficiências globais de remoção de sólidos totais (ST), nitrogênio amoniacal total (NAT), fósforo (PT);
- Determinação dos coeficientes de geração de lodo $m^3_{\text{lodo}} \text{ matriz}^{-1}$ ou $m^3_{\text{lodo}} m^{-3}_{\text{dejeito}}$ em todos os módulos;
- Determinação de coeficiente de geração de biogás em função do volume de dejeito;
- Determinação do consumo energético para remoção de nitrogênio e fósforo.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 A ATIVIDADE SUINÍCOLA E SUAS IMPLICAÇÕES

A suinocultura moderna é caracterizada por sistemas de produção intensivos, visando a produção de um grande número de animais em espaços cada vez menores, o que resulta em ganhos econômicos altamente significativos. A produção suinícola brasileira apresentou nos últimos anos altos índices de produtividade, sendo o Brasil o 4º maior produtor de carne suína do mundo, ficando atrás apenas da China, União Europeia e dos Estados Unidos. Nos últimos dez anos, o Brasil apresentou um aumento de 18,7% na produção de carne suína e 28% nas exportações (ABPA, 2020; BRASIL, 2019; SCHÜTZ *et al.*, 2019).

O Brasil produz 3,9% da carne suína mundial, sendo responsável por 8,1% da exportação mundial. No ano de 2019 a receita resultante da exportação brasileira de carne suína chegou a 1,597 bilhões de dólares, sendo que 85,7% do produto de exportação são cortes, seguido de 9,7% de miúdos (ABPA, 2020).

Santa Catarina no ano de 2019 exportou 411,3 mil toneladas de carne suína, resultando em um aumento de 31% em relação ao ano anterior. O estado é reconhecido internacionalmente pela qualidade do agronegócio e o cuidado com a saúde animal, sendo reconhecido pela Organização Mundial de Saúde Animal (OIE) como área livre de peste suína clássica. Já o estado do Rio Grande do Sul, terceiro maior produtor de suínos no Brasil, foi responsável no ano de 2019 por 19,26% do abate nacional e por 22,66% do total de carne suína direcionada à exportação (ABPA, 2020; SUINOCULTURA INDUSTRIAL, 2020).

Nos últimos anos o Brasil tem ficado entre os líderes mundiais em produção de carne suína, e para manter-se competitivo, a busca por avanços tecnológicos nas unidades produtoras da cadeia produtiva é primordial. Esta produção tem como consequência a geração de grandes volumes de dejetos, os quais representam um risco, gerando a necessidade de diminuir o impacto ambiental que estes resíduos ocasionam (USDA, 2021; PINTO *et al.*, 2014; MIELE *et al.*, 2013).

A problemática ambiental do setor suinícola começou a se acentuar com a intensificação e concentração da atividade e restrição de áreas agrícolas para o seu uso como biofertilizante. A necessidade de tratamento dos dejetos suínos depende de fatores como disponibilidade

agrícola e capacidade de absorção de nutrientes, sendo o nitrogênio um dos compostos presentes em maior quantidade (GIONGO, 2016; SILVA & BASSI, 2012; SOUZA *et al.*, 2005).

Dentre as principais consequências do inadequado manejo do efluente suinícola, é possível citar as contaminações de rios que ocasionam a eutrofização no ecossistema aquático e contaminação de águas subterrâneas (HE *et al.*, 2016; KUNZ *et al.*, 2005).

A contaminação do solo deixará o mesmo exposto ao risco de patógenos, genes de resistência a antibióticos e excesso de nutrientes, que resultam em contaminação de alimentos e perdas de solos, além de emissões gasosas na atmosfera (GHIRARDINI *et al.*, 2020).

Existem diversos arranjos tecnológicos para o tratamento de efluentes da suinocultura ao nível mundial. A digestão anaeróbia é um dos processos mais utilizados como tratamento primário a fim de empregar posteriormente tecnologias para recuperação e valoração de nutrientes. A produção de biomassa, *air stripping* e tecnologia de membranas são algumas das opções que atuam no processo de remoção de nitrogênio, já para remoção de fósforo pode-se citar processos físico-químicos ou biológicos (JURCZYK *et al.*, 2020; YANG *et al.*, 2017; DUBE *et al.*, 2016; LEDDA *et al.*, 2015; MEERS *et al.*, 2006).

Há diversos países atualmente em que os estudos são baseados em recuperação de nutrientes, de forma a poder reinseri-los na cadeia produtiva, e não mais em apenas removê-los. Molinuevo-Salces *et al.* (2020) apresentaram um estudo com o uso de membranas a gás permeável para a recuperação de nitrogênio a partir de águas residuárias da suinocultura. A aplicação desta tecnologia em escala piloto em uma granja de suínos na Espanha resultou em um produto com concentração de 3,2%, resultando em uma solução concentrada de amônia estável passível de ser utilizada para fertirrigação.

O processo de remoção de amônia via *air stripping* consiste na transferência de massa que ocorre quando a amônia em fase líquida entra em contato com um gás de arraste, normalmente ar, associada a estratégia de elevação de pH e/ou temperatura para a conversão do íon amônio (NH_4^+) em amônia (NH_3) na forma gasosa. Em lixiviados de aterro municipal recomenda-se elevar o potencial hidrogeniônico (Ph) do efluente a no mínimo 11, de forma a garantir a remoção eficaz deste componente. Outro processo que vem sendo estudado para a recuperação de nutrientes como o nitrogênio é o cultivo de algas proveniente do digestato do processo de DA. (JURCZYK *et al.*, 2020; HUANG & SHANG, 2006; METCALF & EDDY, 2003).

O cultivo de microalgas em águas residuárias provenientes de processos de digestão anaeróbia vêm sendo amplamente estudado por conseguir aplicar o conceito de economia

circular (DINNEBIER *et al.*, 2021; NAGARAJAN *et al.* 2019). Xu *et al.* (2015) aplicaram este conceito, produzindo microalgas do tipo *Scenedesmus obliquus* (FACHB-31) em reatores de digestão anaeróbia. Os resultados apresentaram boas eficiências de remoção de nitrogênio e fósforo total de 74,65% e 81,73%, respectivamente. Além de aumentar a concentração de metano (CH₄) do biogás resultante do processo de biodigestão que passou de 58% para 88%, devido ao fato de microalgas utilizarem o dióxido de carbono (CO₂) como fonte de carbono.

Szogi *et al.* (2018) apresentou uma alternativa para a destinação do lodo de lagoas anaeróbias, uma vez que este manejo é necessário para manutenção e prolongamento do uso deste tipo de reator. Os autores sugeriram que este material passasse por um processo de “*quick wash*” (do inglês lavagem rápida) onde o fósforo contido neste material é recuperado, e em seguida a técnica de desidratação através de geotêxteis é aplicada. A combinação destes processos resultou em um material majoritariamente composto por fosfato de cálcio amorfo onde a concentração de pentóxido de fósforo (P₂O₅) foi próximo as encontradas em rochas fosfáticas.

2.2 TRATAMENTO DE EFLUENTE DA SUINOCULTURA

O tratamento do efluente suinícola é uma alternativa atrativa quando o foco é redução de riscos ambientais e sanitários, e reúso de água. A escolha de uma rota de tratamento deve estar ligada à qualidade do efluente final requerida. Estas rotas tecnológicas dividem-se em dois grupos usualmente, que compreendem o tratamento da fase líquida e o tratamento da fase sólida (CHINI, 2019; KUNZ, 2010).

O processo de DA consolidou-se como alternativa para remoção de carbono por produzir biogás que pode ser utilizado como fonte de bioenergia. Com o intuito de aprimoramento e otimização deste processo diversos estudos apresentam tratamento separado das frações sólida e líquida, as quais resultam em estratégias para melhoramento da produção de biogás (SIDDIQUE & WAHID, 2018; AMARAL *et al.* 2016).

Dentre os principais processos biológicos aplicados à remoção de nitrogênio, deve-se citar o processo convencional via nitrificação/desnitrificação. Contudo, estes processos estão em constante aprimoramento e evolução, como é o caso na nitrificação parcial, oxidação anaeróbia de amônia (anammox) e seus sistemas combinados de desamonificação (DE PRÁ *et*

al. 2021; FENG *et al.*, 2017; MAGRÍ *et al.*, 2017; VIANCELLI *et al.*, 2017; CHINI *et al.*, 2016; ZOPPAS *et al.*, 2016; DE PRÁ *et al.*, 2012).

A última etapa de tratamento consiste na remoção e recuperação de fósforo, esta etapa possui diversas metodologias de tratamento sendo possível ser via separação física, tratamento biológico, adsorção e precipitação química (LI *et al.*, 2019; PENG *et al.*, 2018; SUZIN *et al.*, 2018; WANG; TONG; WANG, 2018; FERNANDES *et al.*, 2012; SPERLICH *et al.*, 2010).

O SISTRATES[®] encontra-se na rota de tratamento líquida, a qual compreende o tratamento biológico do dejetos, sendo que se realizado por completo possibilita o reúso de água. Tecnologias de separação sólido-líquido são comumente aplicadas anteriormente aos processos biológicos. Já o tratamento da fase sólida baseia-se no processo de compostagem chegando ao final do processo com material para disposição no solo (CHINI, 2019; PALHARES *et al.*, 2019).

Um exemplo de tratamento de efluente suínico é a Estação de Tratamento de Dejetos Suínos (ETDS) a qual conta com uma unidade de separação sólido-líquido, um tanque de equalização, um flotodecantador primário onde o efluente é encaminhado para o processo de digestão anaeróbia, via reator UASB (Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente em inglês, *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*), seguindo para uma unidade de tratamento biológico aeróbio, e por fim um decantador secundário. Esta combinação de rotas anaeróbias e aeróbias promovem a redução de matéria orgânica, patógenos, e nutrientes, como o nitrogênio (PALHARES *et al.*, 2019; KUNZ *et al.* 2010).

2.2.1 Processo de separação sólido-líquido

Os dejetos suínos contêm nutrientes essenciais para a produção agrícola, tecnologias de separação utilizadas como pré-tratamento permitem que as frações sólidas e líquidas sejam posteriormente tratadas corretamente. Em função de suas características, esta etapa evita a sobrecarga nas etapas subsequentes de tratamento, sendo estas químicas ou biológicas. O processo de SSL pode ocorrer através de diferentes tecnologias como, tanques de sedimentação, centrifugação, filtração, peneiramento além da adição de polímeros para aumentar a eficiência de separação (SOMMER *et al.*, 2015; HJORTH *et al.*, 2011; KUNZ *et al.*, 2009).

O processo de sedimentação é uma opção atrativa devido ao seu baixo custo de implementação e baixa complexidade de operação. Na maioria dos casos o tanque de sedimentação é construído em formato cônico ou com certo ângulo de inclinação, e sua alimentação ocorre na parte superior. Os sólidos sedimentam na parte inferior do tanque, sendo possível removê-los (LOUGHRIN *et al.*, 2006; SUZUKI *et al.*, 2002).

Quando equipamentos de separação mecânicos como peneiras ou prensas são empregados para esta finalidade em conjunto à decantação, a eficiência de remoção de sólidos é aumentada em comparação à decantação como única etapa. Além disso, a fração de fósforo e nitrogênio que se encontram na forma orgânica e metais pesados são separadas de forma mais eficaz. Esta combinação de tecnologias permite a remoção de 80% dos sólidos totais oriundos do dejetos suíno (RIAÑO & GARCÍA-GONZÁLEZ, 2014).

Os processos químicos de SSL são extremamente eficientes na maioria dos casos, porém, um estudo utilizando flocculantes para a separação mostrou que houve transferência de metais pesados como zinco (Zn), cobre (Cu) e cádmio (Cd) para a fração sólida, o que pode inviabilizar a aplicação deste resíduo como uso agrícola (MOLLER *et al.*, 2007).

Fatores como tempo de armazenamento em calhas, temperatura ambiente e qualidade do dejetos são interferentes na eficiência de separação sólido-líquido uma vez que, a atividade biológica afeta diretamente a qualidade do dejetos armazenado e as condições acima citadas podem alterar as características do efluente (KUNZ *et al.*, 2009; MOLLER *et al.*, 2002).

Moller *et al.* (2000) apresentaram os custos de processo de SSL a partir de uma centrífuga tipo decanter, sendo ele de 2,21 euros por tonelada de dejetos tratados. Já Kunz *et al.* (2009) constataram que 29% dos custos operacionais de uma estação de tratamento de efluentes suínos eram de produtos químicos utilizados na etapa de SSL. A escolha da melhor tecnologia para separação de sólidos deve ser feita em função das próximas etapas de tratamento, da necessidade de eficiência e velocidade de separação e também da quantidade de recursos disponíveis para esta operação (SEGANFREDO *et al.*, 2017).

2.2.2 Processo de digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia tem sido amplamente utilizada no tratamento de resíduos animais, devido ao seu potencial para produção de bioenergia através da decomposição de matéria

orgânica (HUANG *et al.*, 2016). Os processos anaeróbios são definidos como processos biológicos que ocorrem na ausência de oxigênio e dependem da atividade conjunta de uma série de microrganismos que realizam a conversão da matéria orgânica em biogás e outros intermediários com potencial valor agregado (KUNZ *et al.*, 2019; WELLINGER *et al.*, 2013).

O processo de formação do biogás pode ser dividido em quatro estágios, sendo eles: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese, sendo que, todos esses grupos de microrganismos precisam operar através de processos imbricados de modo que o processo ocorra adequadamente (KUNZ *et al.*, 2019; WELLINGER *et al.*, 2013).

Compostos orgânicos complexos, como proteínas, lipídeos e carboidratos são transformados em substâncias orgânicas mais simples como aminoácidos, ácidos graxos e açúcares. Esta etapa é conhecida como hidrólise e, estas conversões ocorrem através da ação de enzimas extracelulares secretadas pelas bactérias fermentativas hidrolíticas. A hidrólise pode ser considerada a etapa limitante da velocidade da digestão anaeróbia quando o substrato for composto por matéria orgânica complexa e de difícil degradação como, por exemplo, a lignocelulose (STEINMETZ, 2016; KHANAL, 2008).

A etapa de acidogênese utiliza os monômeros formados na etapa hidrolítica como substrato para diferentes bactérias anaeróbias e facultativas, que os degradam em ácidos orgânicos de cadeia curta, os quais são excretados das células. Estes compostos produzidos incluem ácidos graxos voláteis, álcoois, ácido lático, dióxido de carbono, hidrogênio, amônia, sulfeto de hidrogênio e células novas (CHERNICHARO, 2007).

Os grupos de bactérias responsáveis pelas primeiras etapas do processo de DA, hidrólise e acidogênese, são espécies anaeróbicas pertencentes às famílias Streptococcaceae e Enterobacteriaceae dos gêneros *Bacteroides*, *Clostridium*, *Butyrivibrio*, *Eubacterium*, *Bifidobacterium* e *Lactobacillus*. A decomposição incompleta da matéria orgânica por bactérias fermentativas resulta na formação de subprodutos como ácido lático, nisina e hidrogênio, sendo que estes apresentam interesse devido ao seu alto valor agregado (KHANAL, 2008).

A seguinte etapa do processo de DA é a acetogênese, a qual converte os produtos gerados na etapa anterior em substrato adequado para a próxima etapa do processo, a metanogênese. As bactérias acetogênicas produzirão obrigatoriamente hidrogênio em suas reações, sendo que as mesmas precisam de condições com baixa pressão parcial de hidrogênio para acontecer (WELLINGER *et al.*, 2013).

Esta ação simbiótica ocorre entre os microrganismos acetogênicos e metanogênicos, sendo estes os responsáveis pela remoção dos produtos do metabolismo acetogênico, para que

a pressão parcial de hidrogênio se mantenha em níveis adequados. Os microrganismos metanogênicos processam acetato, hidrogênio e dióxido de carbono, produtos que são formados com pressão parcial de hidrogênio baixa. Os gêneros de bactérias responsáveis pela etapa acetogênica são *Syntrophomonas wolinii*, *S. wolfei*, *Syntrophus buswellii*, *Clostridium bryantii*, *Acetobacterium woddii*, *Desulfovibrio sp* e *Desulfotomaculum sp* (DEUBLEIN & STEINHAUSER, 2008; BITTON, 2005).

A etapa final da DA onde compostos orgânicos e inorgânicos são transformados em metano e dióxido de carbono é a metanogênese, sendo as arqueas metanogênicas o grupo de microrganismos responsáveis por estas transformações. As arqueas apresentam características morfológicas similares às bactérias (inexistência de um núcleo delimitado por membrana), mas com propriedades genéticas e bioquímicas similares à eucarióticas. Utilizam um número limitado de substratos composto basicamente por ácido acético, hidrogênio, dióxido de carbono, ácido fórmico, metanol, metilaminas e monóxido de carbono. Em função de suas afinidades com o substrato, os organismos metanogênicos são divididos em dois grupos: acetoclásticos e hidrogenotróficos (STEINMETZ, 2016).

Microrganismos metanogênicos acetoclásticos transformam metano a partir de ácido acético ou metanol. Apesar de possuir uma limitada variação de espécies, estas são predominantes na digestão anaeróbia, aproximadamente 70% do metano produzido é proveniente dos microrganismos acetoclásticos. O outro grupo são de metanogênicas hidrogenotróficas, capazes de produzir metano a partir de hidrogênio e dióxido de carbono. Os gêneros responsáveis pela metanogênese hidrogenotrófica são *Methanobacterium sp*, *Methanobrevibacter sp* e *Methanospirillum sp* e, os gêneros responsáveis pela metanogênese acetoclástica são *Methanosarcina sp* e *Methanosaeta sp* (WELLINGER *et al.*, 2013; CHERNICHARO, 2007).

A eficiência do processo de DA está correlacionada à diversos fatores, sendo de extrema importância o controle operacional dos parâmetros que compreendem as comunidades microbianas, temperatura, pH, alcalinidade, ácidos voláteis entre outros (KUNZ *et al.*, 2019; ZHOU *et al.*, 2016).

A temperatura é um dos fatores mais significativos neste processo, pois, afeta diretamente a atividade enzimática, velocidade de reação, portanto, influencia na recuperação do metano e na característica do efluente final. Uma temperatura mais baixa pode levar a um processo lento de digestão e conseqüentemente a uma menor produção de biogás, o que tornará este processo inviável financeiramente (CAO *et al.*, 2020; YAO *et al.*, 2020).

Usualmente, três faixas de temperatura podem ser utilizadas na DA, que são, termofílica (55 – 60 °C), mesofílica (35-40 °C) e psicofílica (< 20 °C). Metanogênicas são as mais sensíveis à temperatura, sendo as metanogênicas termofílicas. A velocidade de conversão anaeróbia da matéria orgânica em metano aumenta de acordo com o aumento da temperatura, no entanto, consideram-se as faixas ótimas de trabalho de 32 a 40 °C para mesofílicas e de 50 a 58 °C para termofílicas (STEINMETZ, 2016; WELLINGER *et al.*, 2013; DEUBLIN & STEINHAUSER, 2008).

O pH pode afetar o processo de DA de suas maneiras diferentes, diretamente, afetando a atividade enzimática, a qual poderá ocorrer drasticamente em resultado da alteração do pH, e indiretamente alterando o número de componentes tóxicos no meio. Cada grupo de microrganismo trabalha em faixas distintas de pH. O grupo de bactérias metanogênicas é o mais suscetível a variações tendo sua faixa ótima de trabalho entre 6,7 a 7,5. Já as bactérias fermentativas, que compreendem as bactérias das fases de hidrólise e acidogênese, possuem faixa ótima de trabalho entre 5,5 a 6,5, no entanto, são menos sensíveis suportando alterações de pH entre 4,0 a 8,5 (KUNZ *et al.*, 2019; MALEKI *et al.*, 2018; KHANAL, 2008).

A alcalinidade é usualmente conhecida como capacidade de tamponamento na DA, ou seja, o equilíbrio entre íons de dióxido de carbono e bicarbonato, os quais fornecem resistência a mudanças rápidas de pH. A maioria dos problemas na DA provém do acúmulo de ácidos, causando um desequilíbrio reacional. Este efeito dos ácidos graxos voláteis (AGV) nas metanogênicas são significativamente problemáticos, causando sua inibição dependendo da concentração (ANDOLE *et al.*, 2017; WELLINGUER *et al.*, 2013; MÉZES *et al.*, 2011).

A relação alcalinidade intermediária/alcalinidade parcial (AI/AP) é um método aplicado a fim de avaliar a estabilidade do processo de DA, sendo este parâmetro dependente da alcalinidade intermediária (AI) que é a capacidade de tamponamento do sistema, e, alcalinidade parcial (AP) que é basicamente o teor de AGVs. Assume-se que: valores acima de 0,4 o reator está em sobrecarga; valores entre 0,3 - 0,4 o reator está em condições ótimas de trabalho; valores menores que 0,3 o reator encontra-se em subcarga (MÉZES *et al.*, 2011).

2.2.2.1 Modelos de reatores

Além do monitoramento dos parâmetros abordados acima, outro fator determinante para obter-se sucesso na DA é a escolha do modelo de reator. Este deve ser em função de variáveis como tipo de substrato, condições ambientais e nível de investimento que se pretende fazer. Os modelos usualmente aplicados do Brasil são Biodigestor de Lagoa Coberta (BLC), Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket – UASB*) e Reator de Tanque de Agitação Contínua (*Continuous Starried Tank Reactor – CSTR*), algumas de suas características operacionais estão apresentadas na Tabela 1 (KUNZ *et al.*, 2019).

Tabela 1 – Modelos de biodigestores e seus principais parâmetros de processo

Modelo	Carga Orgânica	Produtividade de Biogás ($\text{m}^3_{\text{Nbiogás}} \text{m}^{-3}_{\text{reator}} \text{d}^{-1}$)	Tempo de Retenção Hidráulica (TRH)
	Volumétrica ($\text{kgsv} \text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$)		
BLC	0,3 – 0,5	0,03 – 0,15	35 – 40 d
CSTR	0,5 – 8,0	0,4 – 0,8	≥ 15 d
UASB	1,0 – 4,0	1 – 1,4	4 – 72h

Fonte: Adaptado EMBRAPA, 2018

BLCs são caracterizados por seu baixo custo de implantação e manutenção. Consistem em uma estrutura escavada totalmente impermeabilizada por materiais geossintéticos, como polietileno de alta densidade (PEAD) e policloreto de vinila (PVC), sua base é coberta de modo a obter-se espaço para armazenamento do biogás que será produzido. Este modelo de biodigestor deve ser empregado para efluentes com baixas taxas de sólidos totais, até 3% ($\text{m} \text{v}^{-1}$) (KUNZ *et al.*, 2019; CANTREL *et al.*, 2008).

Reatores UASB são caracterizados pelo seu fluxo ascendente. O afluente passa por uma manta de lodo até o topo do reator, onde há um separador trifásico, sua concepção é basicamente composta por um cilindro vertical, com um separador a fim de realizar a segregação das fases sólida, líquida e gasosa (DEUBLIN & STEINHAUSER, 2008).

A variação da característica do efluente suinícola é comum, sendo que reatores UASB possuem robustez para suportar altos teores de carga orgânica volumétrica (COV). No entanto, por questões hidrodinâmicas, este modelo possui limitação quanto ao teor de ST ($< 1\%$) sendo

necessário na maioria de suas aplicações que o afluente passe por um pré-tratamento (KUNZ *et al.*, 2019).

Por fim, reatores tipo CSTR são caracterizados pela sua perfeita homogeneização do conteúdo interno. Isto devido ao fato de contar com um sistema de agitação que, apesar de implicar em custos de implementação auxiliam na transferência de calor e no contato entre matéria orgânica e microrganismos. Sistemas de aquecimento são comumente acoplados a este modelo de reator, o que garante o incremento da produção de biogás, quando comparado a sistemas sem aquecimento, devido ao fato de trabalhar-se em condições ótimas para as comunidades microbianas (AMARAL, 2017; CHERNICHARO, 2007).

Reatores CSTR permitem empregar teores maiores de sólidos totais, cerca de 10% ($m v^{-1}$), entretanto, o efluente suinícola apresenta teores de sólidos menores do que o ideal para este tipo de reator, com isso este modelo é indicado para processos de co-digestão, onde mais de um tipo de substrato é utilizado, sendo possível o aumento de sólidos no reator. (AMARAL, 2017; CANTREL *et al.*, 2008).

2.2.3 Processo de remoção de nutrientes

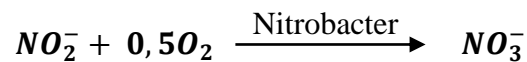
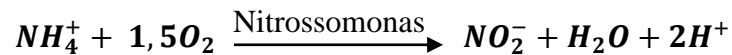
2.2.3.1 Processo de remoção de nitrogênio

Existem várias formas de remover compostos nitrogenados tanto biológicas quanto físico-químicas. Os processos biológicos são amplamente utilizados devido ao seu baixo custo no tratamento de efluentes. Dentre os principais processos biotecnológicos, destaca-se a nitrificação-desnitrificação. Este processo consiste na nitrificação autotrófica e, na desnitrificação heterotrófica do nitrato a nitrogênio gasoso (KUNZ *et al.*, 2019; VIVAN, 2012).

A nitrificação acontece em duas etapas: oxidação da amônia a nitrito (com hidroxilamina como intermediário) e oxidação de nitrito a nitrato. A nitrificação autotrófica acontece na natureza por bactérias, sendo elas as bactérias oxidantes de amônias (BOAs) composta basicamente pelo gênero *Nitrosomonas*, e as bactérias oxidantes de nitrito (BONs), sendo o gênero *Nitrobacter* o mais conhecido (WANG *et al.*, 2019; CÁCERES *et al.*, 2018).

Em reatores tradicionais de remoção de nitrogênio isolam-se normalmente as bactérias dos gêneros *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*, porém, sabe-se que a diversidade de bactérias nitrificantes é muito maior que a estimada. Ainda não foram identificados todos os microrganismos envolvidos e existe interesse em entender a ecologia das bactérias nitrificantes, já que a nitrificação é a etapa menos robusta neste processo devido à flora nitrificante ser sensível a variações de pH, temperatura, entre outros parâmetros. Uma vez que estes microrganismos saem do sistema, a recuperação do processo de nitrificação pode levar muito tempo, devido a sua baixa velocidade de crescimento em relação aos microrganismos desnitrificantes (THAKUR & MEDHI, 2019; SCHMIDELL, 2007).

As reações a seguir demonstram as transformações globais que ocorrem em duas etapas, sendo a primeira etapa de nitrificação e a segunda etapa de nitratação.



A taxa de crescimento da biomassa nitrificante é baixa comparada com a biomassa desnitrificante e depende das condições de crescimento. Parâmetros como oxigênio dissolvido (OD), pH, temperatura e tempo de retenção hidráulica (TRH) influenciarão na performance de nitrificação de populações de bactérias nitrificantes (BORTOLI, 2010).

A desnitrificação é definida como a redução de nitrato a nitrogênio gasoso (N₂), tendo como componentes intermediários nitrito (NO₂⁻), óxido nítrico (NO) e óxido nitroso (N₂O). A desnitrificação é um processo anóxico realizado por uma ampla gama de microrganismos capazes de utilizar o nitrato como acceptor final de elétrons (THAKUR & MEDHI, 2019).

Os microrganismos caracterizados como heterotróficos que fazem parte deste processo, são tidos como facultativos, pois, em ambientes aeróbios utilizam o oxigênio como acceptor final de elétrons, porém, em ambiente anóxico utilizam nitrato. Embora exista uma vasta gama de bactérias desnitrificantes, as mais frequentemente encontradas são as do gênero *Alcaligenes*, *Bacillus* e *Pseudomonas* (THAKUR & MEDHI, 2019; GIONGO, 2016; VIVAN, 2012).

Uma das tecnologias aplicadas na remoção de nitrogênio é o sistema de Ludzack-Ettinger modificado, o qual consiste em duas unidades reacionais, o que permite o abatimento de carbono no reator desnitrificante instalado previamente ao nitrificante, impedindo assim o crescimento excessivo de bactérias heterotróficas sob condições aeróbias. Assim o nitrato

produzido no reator aeróbio retorna ao reator anóxico garantindo que o processo de desnitrificação ocorra consumindo a matéria orgânica presente no efluente (BORTOLI, *et al.*, 2019; HOLLAS *et al.*, 2019; LIU *et al.*, 2018).

Alguns fatores podem influenciar na velocidade de desnitrificação como pH, OD, temperatura, fonte de carbono e relação C/N. Em altas concentrações de oxigênio dissolvido a desnitrificação é afetada devido à preferência da biomassa pelo uso do oxigênio que é energeticamente mais favorável que o nitrito ou nitrato. Segundo Metcalf & Eddy (2003), o pH ótimo para a desnitrificação varia entre 6,5 – 8,0, e a temperatura entre 10 – 35 °C, sendo que o ponto ótimo é em 35 °C e pH 8,0.

Em condições típicas, nitrito e nitrato são totalmente convertidos em nitrogênio gasoso durante a desnitrificação, porém, estudos relatam que baixas concentrações de carbono, baixo oxigênio dissolvido e flutuações operacionais ou condições ambientais podem levar ao acúmulo e emissão de N₂O (TORRES & BAUMLER, 2016).

Quanto à relação C/N, esta influência na competição entre redução desassimilatória do nitrato a produtos gasosos e amonificação, contudo, estudos apontam que a desnitrificação não é comprometida quando a relação C/N permanece acima de 1 utilizando metanol como fonte de carbono e, acima de 2 utilizando ácido acético. A quantidade de carbono biodisponível necessária para a etapa de desnitrificação não é um problema em efluentes suínícolos, estes apresentam elevadas relações C/N (BORTOLI, 2010).

Impactos ambientais prejudiciais aos ecossistemas em decorrência do excesso de nitrogênio lançado no meio ambiente de forma desordenada levaram ao estabelecimento de concentrações máximas para este componente em corpo hídrico. No Brasil, por exemplo, a Resolução CONAMA 430/2011 prevê que, a concentração máxima de nitrogênio amoniacal no efluente para lançamento em corpo hídrico é de 20 mg L⁻¹, já a Resolução CONAMA 357/2005 prevê que, em Rios Classe 3 com pH ≤ 7,5 a concentração de nitrogênio amoniacal no corpo receptor deve ser de no máximo 3,7 mg L⁻¹.

2.2.3.2 Remoção química de fósforo

O fósforo é um elemento essencial não renovável utilizado para nutrição de plantas, que em baixas concentrações em ambientes aquáticos favorecem a eutrofização de lagos,

reservatórios e rios de água doce. Em contrapartida, a descarga deste elemento no ambiente aquático, proveniente de águas residuárias, pode ocasionar a poluição da água. Isto por ser o principal nutriente responsável pela eutrofização de ambientes aquáticos, tendo efeitos deletérios, devido ao crescimento de algas, como a hipóxia a qual acarreta diminuição de taxas de oxigênio (PENG *et al.*, 2018; MELIA *et al.*, 2017; RAPTOPOULO *et al.*, 2016).

Elevados níveis de P no dejetos suíno ocorrem principalmente devido a dois fatores, altas dosagens de P nas dietas acarretando maior teor de P nas excretas, e, a utilização de P na forma de grãos de cereais, onde o suplemento encontra-se na forma de ácido fítico, o qual é indigestível e excretado no dejetos (SIMS *et al.*, 2005).

Impactos prejudiciais nos ecossistemas causados por excesso de fósforo levaram governos a limitar concentrações para lançamento em corpos hídricos no Brasil, por exemplo, A Resolução CONAMA 357/2005 prevê que, em corpos d'água Classe 1 a concentração de fósforo total no corpo receptor não ultrapasse 0,020 mg L⁻¹. Já a Resolução CONAMA 430/2011 prevê que, para o lançamento de efluente em corpo receptor Classe 3, o órgão ambiental avaliará padrões específicos de fósforo em cada caso, levando em consideração o registro histórico de floração de cianobactérias em trechos onde ocorra a captação para o abastecimento público (CONAMA, 2011; CONAMA 2005).

Segundo Withers *et al.* (2018), aproximadamente 50% do fósforo aplicado em lavouras do Brasil nos últimos 50 anos continua na terra, informação esta que corrobora com o princípio da remoção e recuperação de fósforo em efluentes suínos, já que a prática de fertirrigação, atualmente amplamente difundida, começa a tornar-se um fator limitante para o produtor de suínos com limitação de área agricultável.

Diversos estudos em busca de tecnologias para remoção de fósforo foram desenvolvidos ao longo dos últimos anos, porém, sua aplicação em escala real ainda não está difundida. A recuperação de P em efluente suínico pode ocorrer através de diversos processos químicos, físicos e biológicos. Entre as diversas metodologias passíveis de se empregar para a remoção de P em efluente suínico as mais difusas atualmente são, remoção biológica (processo conhecido como EBPR – do inglês *Enhanced Biological Phosphorus Removal*), cristalização na forma de estruvita e precipitação química através dos sais metálicos ferro (Fe), alumínio (Al) e Cálcio (Ca) (MELIA *et al.*, 2017; SUZIN, 2016; FERNANDES *et al.*, 2012).

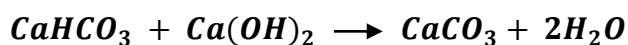
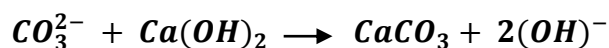
O processo EBPR consiste na aplicação de organismos acumuladores de polifosfato (OAFs) para acumular P intracelularmente como grânulos de polifosfato, excluindo a necessidade de precipitantes químicos posteriormente. Este processo é usualmente utilizado em

efluentes de esgoto sanitário, além de sua aplicação em processo de remoção de P via cristalização de estruvita, em vistas à sustentabilidade é considerado o mais adequado, porém, é um processo de maior complexidade onde sua operação muitas vezes inviabiliza sua aplicação (KUNZ *et al.*, 2019; MELIA *et al.*, 2017).

A remoção de P via cristalização de estruvita ocorre quando o efluente se encontra em razão molar de Mg^{2+} , NH_4^+ , PO_4^{3-} 1:1:1 e excederem a constante do produto de solubilidade. Este processo ocorre em concentrações de PO_4^{3-} entre 100 e 200 mg L⁻¹ e requer pH acima de 7,5. Na maioria dos efluentes, a concentração de Mg^{2+} é inferior ao requerido, necessitando suplementação, o que inviabiliza por muitas vezes a aplicação desta metodologia de remoção de fósforo (KUNZ *et al.*, 2019; PENG *et al.*, 2018).

A precipitação de fósforo utilizando $Ca(OH)_2$ apresenta-se como uma alternativa propícia aos produtores de suínos, uma vez que o custo da cal hidratada é menor do que de outros reagentes. Ela consiste na adição de uma suspensão de $Ca(OH)_2$ até pH 9,0, para que se tenha um percentual de remoção de $P_{solúvel}$ e P_{total} de ao menos 96%, seguida de um processo de decantação para assentamento dos flocos de lodo gerado. A reação entre os íons de Ca^{2+} e PO_4^{3-} podem formar diversos compostos dependendo da composição do meio e do pH, como hidroapatita ($Ca_{10}(PO_4)_6(OH)_2$), fosfato tricálcico ($Ca_3(PO_4)_2$), fosfato octacálcico ($Ca_8(HPO_4)_2 \cdot 5H_2O$), fosfato dicálcico ($CaHPO_4$) e hidrogeno fosfato de cálcio dihidratado ($CaHPO_4 \cdot 2H_2O$) (SUZIN, 2016; FERNANDES *et al.*, 2012).

Este processo deve estar associado a tratamentos preliminares para remoção de NH_4^+ , carbono orgânico e alcalinidade, pois, estes fatores influenciam significativamente na eficiência, velocidade de reação e teor de pureza no recuperado. Concentrações elevadas de NH_4^+ causam aumento no consumo de $Ca(OH)_2$ conforme a reação:



Já concentrações elevadas de carbono orgânico ocasionarão a co-precipitação de matéria orgânica gerando um lodo de fósforo com impurezas, o que pode inviabilizar este processo (PENG *et al.*, 2018; SUZIN *et al.*, 2018; SZOGI & VANOTTI, 2009).

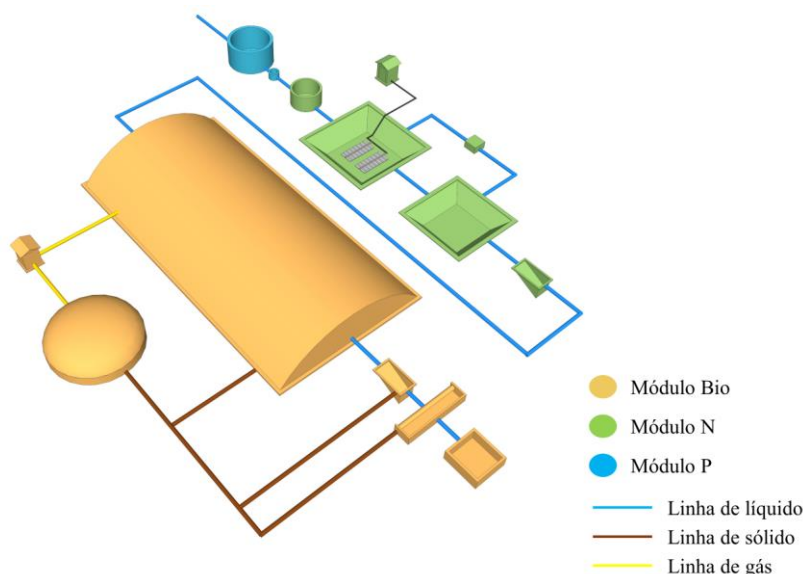
A inativação de patógenos é um ponto favorável desta tecnologia de tratamento, estudos realizados por Viancelli *et al.* (2015) comprovaram que há reduções significativas de patógenos

tanto na fração líquida quanto na fração sólida deste efluente, quando o tratamento é condicionado a pH 10,0. Houve inativação completa de *E. coli*, *Salmonella* e *P. circovirus*, tornando este material microbiologicamente seguro, passível de reúso nas instalações, como limpeza das baias, além da utilização do lodo de fósforo gerado, como fertilizante ou produto de segunda geração.

2.3 SISTEMA DE TRATAMENTO DE EFLUENTE DA SUINOCULTURA – SISTRATES®

O SISTRATES®, é um projeto para reduzir o impacto ambiental dos resíduos da provenientes da suinocultura a partir da remoção conjunta de carbono, nitrogênio e fósforo (KUNZ & FONGARO, 2019). Sua configuração é composta por três módulos, sendo o primeiro o Módulo Bio, o segundo o Módulo N e o terceiro o Módulo P (Figura 1), onde o mesmo pode ser aplicado de forma modular e adicional de acordo com as necessidades de tratamento. Um de seus diferenciais é que o mesmo pode ser acoplado à tecnologia de biodigestores, atualmente uma das formas mais usuais de tratamento de efluentes suinícolas no Brasil (KUNZ *et al.*, 2011).

Figura 1 – Ilustração do SISTRATES®, apresentando os principais processos envolvidos para o tratamento de efluente da suinocultura



O Módulo Bio consiste primeiramente na separação física de sólidos, seguida do processo de biodigestão. Nesta etapa do processo tem-se o primeiro subproduto com alto valor agregado, o biogás, o qual vira insumo para a geração de energia, bem como de calor (MIELE *et al.*, 2015; KUNZ *et al.*, 2011). Os biodigestores a serem utilizados no processo de digestão anaeróbio são caracterizados por alguns parâmetros, como, regime de alimentação, concentração de sólidos, sistema de agitação e aquecimento. Os modelos comumente encontrados no Brasil são, BLC, biodigestor tipo UASB e biodigestor CSTR (KUNZ *et al.*, 2019).

O Módulo N atua na remoção biológica de nitrogênio através da nitrificação/desnitrificação. Baseado na configuração de MLE o processo ocorre em dois reatores em série, contínuos e de mistura completa, sendo o primeiro um reator anóxico (desnitrificante) seguido de um reator aeróbio (nitrificante), além dos reatores tem-se um decantador no início deste módulo, a fim de controlar o teor de sólidos e de carbono orgânico e por fim, um decantador no final, a fim de recircular a biomassa nitrificante (BORTOLI, 2010).

O último módulo do SISTRATES[®], o Módulo P, consiste na remoção de fósforo do efluente final a partir da precipitação química utilizando uma suspensão de cal hidratada (Ca(OH)₂). Nesta etapa do processo ocorre a formação do segundo subproduto de alto valor agregado, o fosfato de cálcio, insumo este que pode ser utilizado como fertilizante ou ainda como insumo para nutrição animal (KUNZ *et al.*, 2019; TAVERNARI, *et al.*, 2016; KUNZ *et al.*, 2011).

Além dos subprodutos que se obtém com o SISTRATES[®], algumas outras vantagens devem ser abordadas, como o controle da poluição do ar, solo e água, o reúso da água na granja ou ainda na piscicultura, lembrando que este efluente final atinge padrões de lançamento conforme resolução CONAMA 430/2011 e IN 11 – IMA/SC, e por fim a redução da área necessária para a expansão da produção (KUNZ *et al.*, 2011).

O SISTRATES[®] tem como principais beneficiárias granjas suínolas com restrição de área ou expansão, cooperativas, agroindústrias, empreendimentos do setor de gás e energia a partir de biomassa, projetos de Mecanismos de Desenvolvimento Limpo (MDL), além de poder ser aplicado a efluente da indústria alimentícia (KUNZ *et al.*, 2011). Este projeto foi primeiramente desenvolvido em escala laboratorial, o apoio financeiro do FUNTEC do BNDES com contrapartida financeira do grupo Master, permitiu a validação deste sistema de tratamento a qual encerra a etapa de validação no ano de 2021.

3 MATERIAL E MÉTODOS

3.1 UNIDADE EXPERIMENTAL – GRANJA SÃO ROQUE

A granja São Roque (Figura 2), que pertence ao grupo Master Agroindustrial, está localizada no município de Videira – SC é a unidade em que o projeto SISTRATES® foi implantado. Esta granja é uma Unidade Produtora de Leitões (UPL), sendo que a mesma possui capacidade de produção de 256.000 leitões ano⁻¹, com um plantel de 10.000 matrizes, a granja subdivide-se em 3 unidades (Quadro 1).

Figura 2 – Vista aérea da granja São Roque, Videira – SC onde é possível visualizar o SISTRATES® em construção, os sítios de gestação e maternidade à esquerda e sítio creche à direita



Fonte: Imagens Google, 2021

Quadro 1 – Subdivisão dos sistemas de produção de suínos da granja São Roque de suas três unidades

Unidade	Sistema de produção
São Roque 1 (SR-I)	Gestação+Maternidade+Crechário
São Roque 2 (SR-II)	Gestação+Maternidade+Crechário
São Roque 3 (SR-III)	Gestação+Maternidade

A instalação do SISTRATES® foi projetada para absorver o efluente das unidades São Roque 1 e 3 (5320 matrizes) e financiada pelo FUNTEC do BNDES com contrapartida financeira do grupo Master.

3.2 CONFIGURAÇÃO DO SISTEMA

O SISTRATES® (Figura 3) visa tratar o efluente suinícola de forma completa, atuando no abatimento de matéria orgânica e recuperação de biogás no Módulo Bio, e na remoção dos nutrientes nitrogênio e fósforo, nos Módulos N e P.

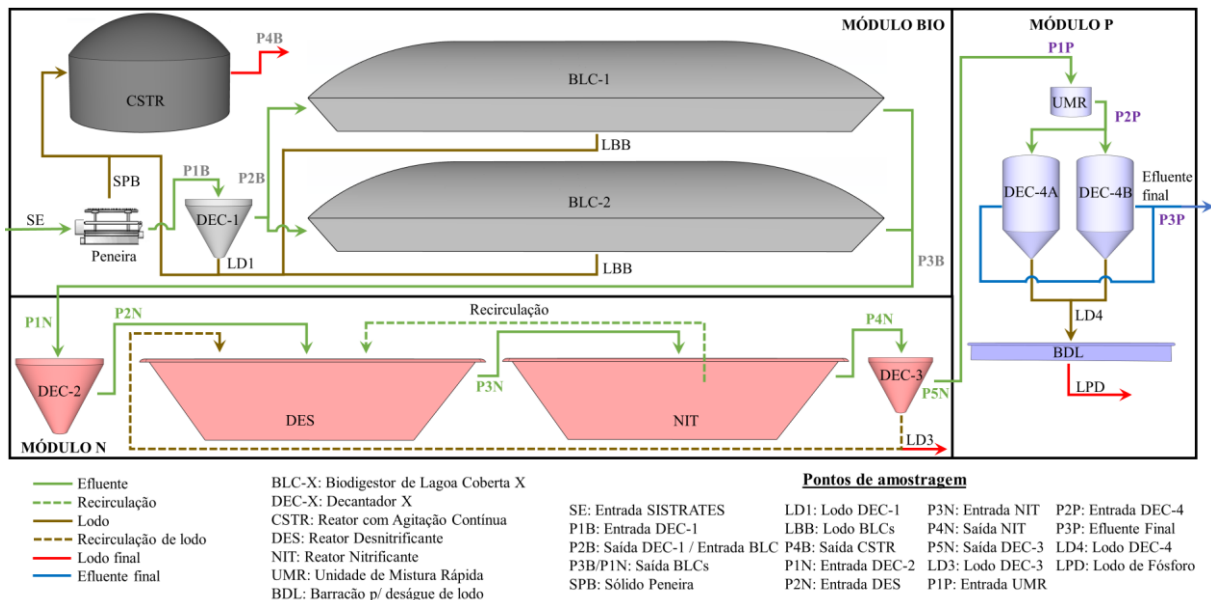
Figura 3 – Imagem aérea de Sistema de Tratamento de Efluente da Suinocultura – SISTRATES®, localizado na Granja São Roque em Videira – SC



Fonte: Kunz *et al.*, 2019

A configuração deste sistema, bem como os pontos de amostragem, que serão abordados nos próximos itens, são apresentados na Figura 4 abaixo.

Figura 4 – Fluxograma do sistema de tratamento de efluentes da suinocultura (SISTRATES®) composto pelo módulo de digestão anaeróbia (módulo Bio), módulo de remoção de nitrogênio (módulo N) e módulo de remoção e recuperação de fósforo (módulo P)



O projeto SISTRATES® foi dimensionado no ano de 2015, onde tanto o número de matrizes quanto a caracterização do dejetos são diferentes dos valores atuais, a Tabela 2 apresenta os dados iniciais, os quais foram considerados para nortear todo o dimensionamento do projeto. A construção do SISTRATES® teve início em 2015 e foi realizada de forma modular, onde o primeiro módulo construído foi o Módulo Bio e o último, o Módulo P teve sua construção finalizada em 2018.

Tabela 2 – Dados iniciais de número de matrizes, consumo de água e dejetos utilizados no dimensionamento do sistema no ano de 2015

Parâmetros	Dados do projeto
Números de matrizes	5320
Consumo de água (m ³ d ⁻¹)	432
Geração de dejetos (m ³ d ⁻¹)	266
Relação dejetos matriz ⁻¹	50

Este estudo foi conduzido durante o período de janeiro de 2019 até dezembro de 2020, para as análises estatísticas os períodos foram subdivididos em **Período I** (janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2019), **Período II** (junho, julho, agosto e setembro de 2019), **Período III** (outubro, novembro e dezembro de 2019 e janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2020),

Período IV (junho, julho, agosto e setembro de 2020) e **Período V** (outubro, novembro e dezembro de 2020).

3.2.1 Módulo Bio

O SISTRATES[®] foi projetado para receber 266 m³dejeto d⁻¹, sendo que este material passa obrigatoriamente pelo primeiro módulo do sistema, o Módulo Bio. Este módulo consiste no processo de separação sólido-líquido seguido da digestão anaeróbia. Dados de dimensionamento dos reatores são apresentados na Tabela 3.

Tabela 3 – Principais parâmetros de dimensionamento dos reatores anaeróbios (BLC e CSTR) do módulo Bio

Parâmetros	Projeto	
	BLC	CSTR
Q _{in} (m ³ d ⁻¹)	266	19,58
TRH (d)	20	35
COV (kg _{SV} v _{adic} m ⁻³ d ⁻¹)	1,0	1,6
SV (kg _{SV} m ⁻³)	20,0	55,07
T _{int.} (°C)	-	37
V _{útil} (m ³)	5000*	700

*Volume total de dois reatores tipo BLCs, onde cada um possui 2500 m³.

O Módulo Bio teve a partida no ano de 2016, sendo que na partida, ambos os modelos de reatores tiveram seus volumes úteis completados apenas com dejeto suíno fresco, sem passar por nenhum tratamento anterior. A utilização de inóculo para a partida dos reatores não foi empregada nestes casos. Após suas partidas, a alimentação seguiu o fluxo normal sendo os reatores BLCs alimentados com a fração líquida do dejeto suíno e o CSTR alimentado com a fração sólida e os lodos do processo.

A alimentação do Módulo Bio acontece em regime semi-contínuo, sendo seu volume de alimentação variável. O processo inicia-se em uma peneira com escovas rotativas (Figura 5) (crivos de 2 mm), onde o sólido fica retido em um compartimento e o líquido segue para o decantador 1 (40 m³) dimensionado para operar com um TRH de 3,5 h (Figura 6). Após passar

pelo decantador o efluente líquido segue para dois BLCs (2500 m³ cada) (Figura 7), sendo sua vazão dividida igualmente para estes biodigestores.

Figura 5 – Peneira com escovas rotativas com crivos de 2 mm, primeira operação unitária da etapa de SSL do Módulo Bio



Fonte: fotografia registrada pela autora, 2020

Figura 6 – Decantador 1, segunda operação unitária da etapa de SSL do Módulo Bio



Fonte: fotografia registrada pela autora, 2020

Figura 7 – Biodigestores de lagoa coberta, que recebem a fração líquida do dejetos previamente separado na etapa de SSL, do módulo Bio



Fonte: fotografia registrada pela autora, 2020

O reator CSTR (700 m³) (Figura 8) possui sistema de agitação e aquecimento, operando teoricamente à temperatura de 37 °C. Sua alimentação é proveniente de três pontos distintos, sendo eles, o sólido retido na peneira, o lodo retido no decantador 1 e o lodo retido dentro dos BLCs, sendo estas, suas respectivas frações em função do volume total de alimentação 0,5%, 7,5%, 2%. O efluente que sai do CSTR é direcionado ao processo de fertirrigação, bem como a vazão de saída do Módulo Bio que excede a vazão de trabalho do Módulo N.

Figura 8 – Reator CSTR, que recebe fração sólida do dejetos previamente separado na etapa de SSL, do módulo Bio



Fonte: fotografia registrada pela autora, 2020

As análises realizadas, local de análise, frequência e ponto de amostragem e são apresentadas no Quadro 2.

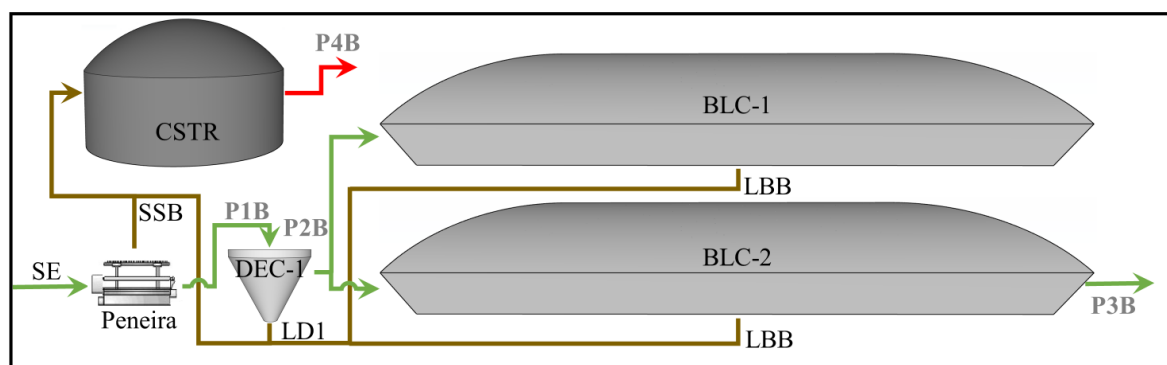
Quadro 2 – Cronograma de análises físico-químicas realizadas no módulo Bio do SISTRATES®

Local de análise	Parâmetro	Ponto e frequência de amostragem						
		SPB	P1B	LD1	P2B	LBB	P3B	P4B
Laboratório de Análises Físico-Químicas (LAFQ)	Alcalinidade		M		M		M	M
	Relação AI/AP						M	M
	Carbono Orgânico Total (COT)	M	M		M		M	M
	Nitrogênio Total (NTK)	M	M		M		M	M
	Nitrogênio Amoniacal (NAT)		M		M		M	M
	ST, SV, SF	M	M	M	M	M	M	M
	P	M	M		M		M	M
	<i>In situ</i>	pH		M		M		M

Onde: P1B: entrada decantador 1; P2B: saída decantador 1; P3B: saída BLCs; LD1: lodo decantador 1; LBB: lodo BLCs; SPB: sólido da peneira; P4B: saída CSTR; M: mensal.

Os pontos de amostragem e linhas de fluxo de efluente são apresentados na Figura 9 abaixo.

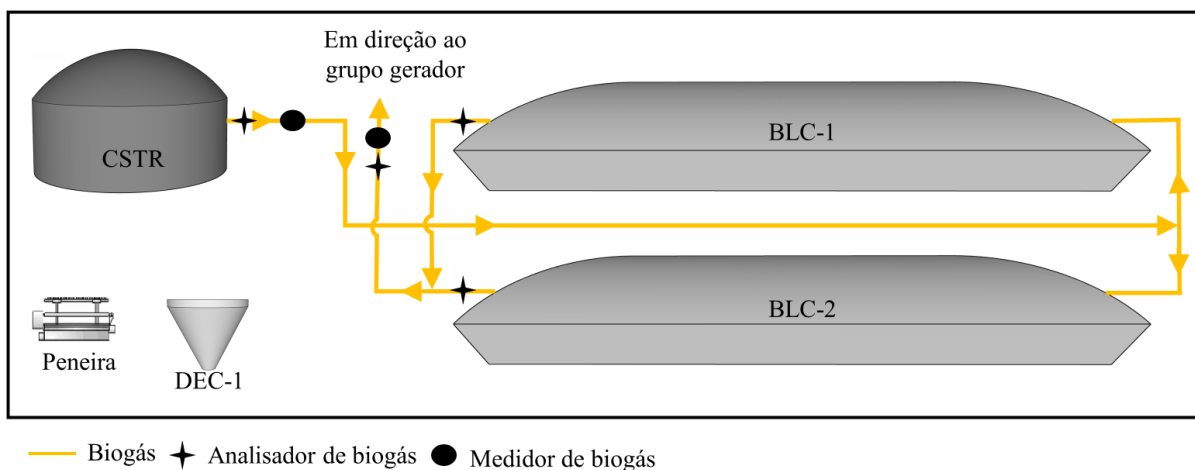
Figura 9 – Pontos de amostragem para coleta de amostras e linhas de fluxo do módulo Bio



Pontos de amostragem			
— Efluente	DEC-X: Decantador X (40 m ³)	SE: Entrada SISTRATES	SPB: Sólido Peneira
— Lodo	BLC-X: Biodigestor de Lagoa Coberta X (2500 m ³ cada)	P1B: Entrada DEC-1	LD1: Lodo DEC-1
— Lodo final	CSTR: Reator de Agitação Contínua (700 m ³)	P2B: Saída DEC-1 / Entrada BLC	LBB: Lodo BLCs
		P3B/P1N: Saída BLCs	P4B: Saída CSTR

Diariamente a vazão de entrada do Módulo Bio, bem como as vazões de descarte de lodo são monitoradas. As vazões de produção de biogás e sua composição são aferidas automaticamente a cada 2 horas. Os pontos de medição da vazão de biogás produzido e composição, além do fluxo da linha de biogás estão ilustrados na Figura 10.

Figura 10 – Pontos onde encontram-se medidores de biogás e pontos de amostragem para composição de biogás no Módulo Bio



3.2.2 Módulo N

O Módulo N teve sua planta piloto desenvolvida a partir do processo de remoção de nitrogênio via nitrificação/desnitrificação com base no sistema MLE (Tabela 4).

Tabela 4 – Principais parâmetros de dimensionamento dos reatores de nitrificação/desnitrificação do Módulo N

Parâmetro	Projeto	
	Desnitrificante	Nitrificante
Q_{in} ($m^3 d^{-1}$)	266	
TRH (d)	2,4	3
Carga volumétrica de nitrogênio aplicada ($kg_{NAT} m^{-3} d^{-1}$)	-	0,304
Carga mássica de nitrogênio aplicada ($kg_{NAT} d^{-1}$)	-	250
Relação C/N	2	
Demanda de oxigênio ($kg_{O_2} d^{-1}$)	-	1571,1

$V_{\text{útil}} \text{ (m}^3\text{)}$	983	1272
--	-----	------

A vazão do Módulo N consiste na saída do efluente do Módulo Bio, o efluente pode ou não passar pelo decantador 2 (40 m³) (Figura 11) de acordo com critérios operacionais estabelecidos para o processo. Em seguida o efluente entra no reator desnitrificante (983 m³) (Figura 12) e segue para o reator nitrificante (1272 m³) (Figura 13). O reator nitrificante conta com um sistema de aeração removível *air grid* modelo B&F AIR GRID, da marca B&F Dias com difusores do tipo tubular de membrana da mesma marca (Figura 14), com sopradores com capacidade de aeração de 2210 kgO₂ d⁻¹.

Figura 11 – Decantador 2, etapa que antecede a entrada do efluente no reator desnitrificante utilizado para controle de sólidos e nutrientes nos meses mais frios



Fonte: fotografia registrada pela autora (2020)

Figura 12 – Reator anóxico/desnitrificante, primeiro reator do Módulo N onde ocorre a conversão de nitrato a nitrogênio gasoso



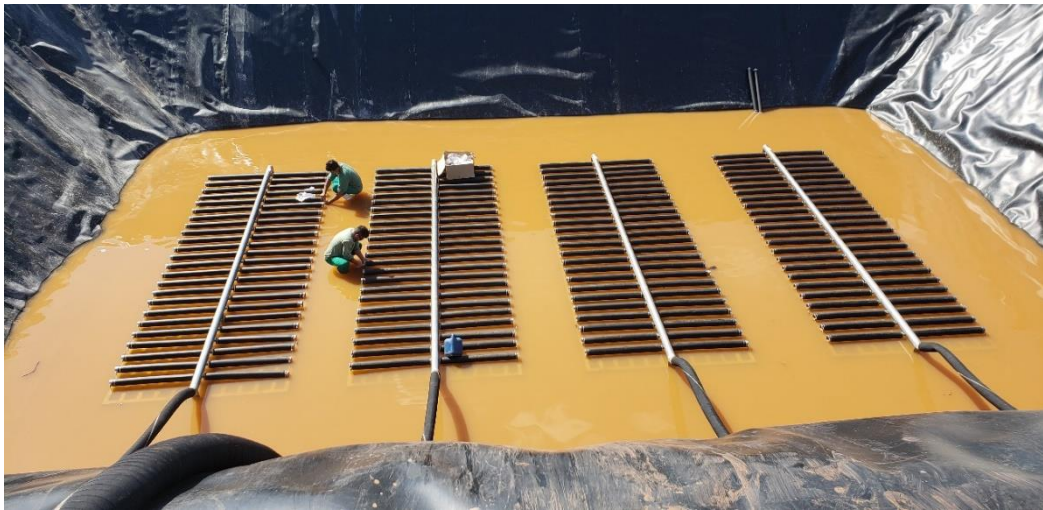
Fonte: fotografia registrada pela autora (2020)

Figura 13 – Reator aeróbio/nitrificante, segundo e último reator do Módulo N onde ocorre a oxidação do nitrogênio amoniacal em nitrito e nitrato



Fonte: fotografia registrada pela autora (2020)

Figura 14 – Detalhes da instalação do sistema de aeração *air grid* com difusores tubulares de membrana, da marca B&F Dias



Fonte: fotografia registrada pela autora (2020)

A saída do reator nitrificante é direcionada ao decantador 3 (30 m³) (Figura 15) com intuito de recircular e/ou descartar a biomassa que sai do reator nitrificante, uma vez realizada a separação das fases.

Figura 15 – Decantador 3, etapa que sucede os reatores do Módulo N com intuito separação de fases para obtenção de sobrenadante clarificado e recirculação e descarte de biomassa nitrificante



Fonte: fotografia registrada pela autora (2020)

Usualmente o descarte de lodo é realizado através do decantador 3, sendo este lodo também direcionado à prática de fertirrigação. As análises realizadas, suas metodologias e frequência são apresentadas no (Quadro 3).

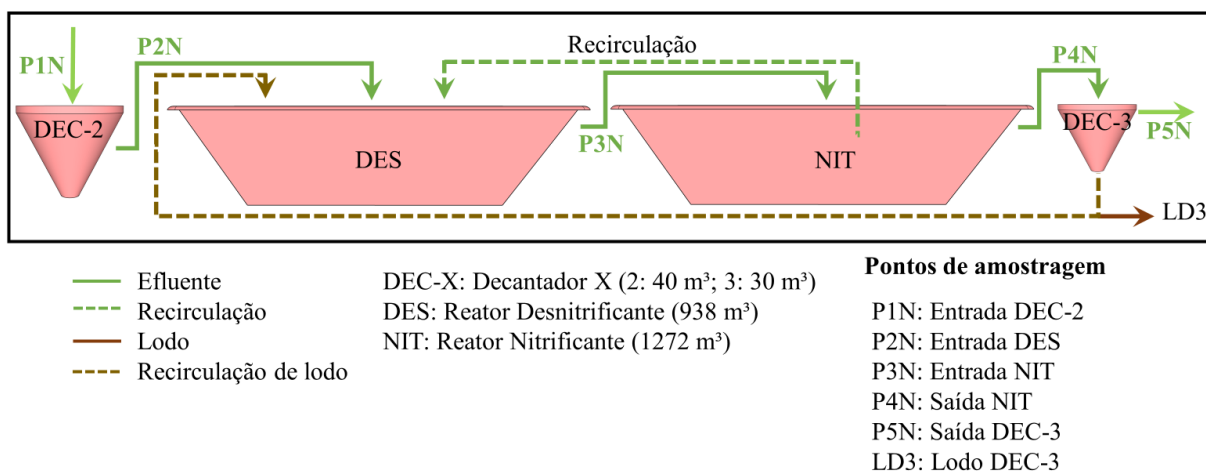
Quadro 3 – Cronograma de análises físico-químicas a serem realizadas no Módulo N

Local de análise	Parâmetro	Ponto e frequência de amostragem					
		P1N	P2N	P3N	P4N	LD3	P5N
Laboratório de Análises Físico-Químicas (LAFQ)	Alcalinidade	S	S	S	S		S
	Carbono Orgânico Total (COT)	S	S	S	S		S
	Nitrogênio Amoniacal (NAT)	S	S	S	S		S
	Nitrito (N-NO ₂ ⁻)			S	S		S
	Nitrato (N-NO ₃ ⁻)			S	S		S
	SST, SSV, SSF			S	S	S	
	P	S					S
<i>In situ</i>	pH			D	D		
	Temperatura			D	D		
	OD					D	

Onde: P1N: saída BLCs; P2N: entrada desnitrificante; P3N: saída desnitrificante; P4N: saída nitrificante; P5N: saída decantador 3; LD3: lodo decantador 3; D: diária; S: semanal.

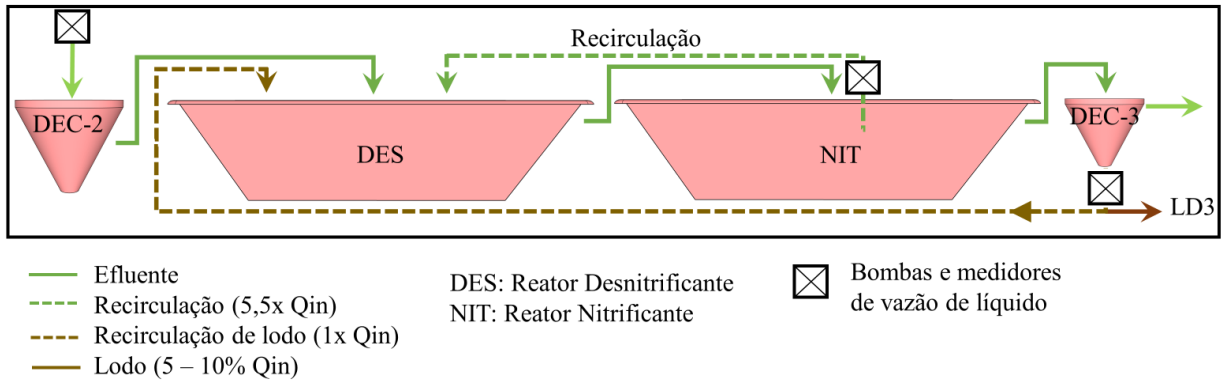
Os pontos de amostragem e linhas de fluxo de efluente são apresentados na Figura 16 abaixo.

Figura 16 – Pontos de amostragem para coletas de amostras e linhas de fluxo do Módulo N



Diariamente as vazões de entrada do Módulo N, recirculação entre os reatores, recirculação e descarte de lodo são registradas. Os pontos onde se encontram os medidores de vazão estão ilustrados na Figura 17.

Figura 17 – Pontos onde ficam localizadas as bombas e medidores de vazão de líquido no Módulo N



O Módulo N teve duas partidas de reatores, a primeira ocorreu no ano de 2017 e a segunda no ano de 2018. Isto devido a problemas que ocorreram com o sistema de aeração que resultaram em problemas estruturais no reator nitrificante e podem ser vistos na Figura 18.

Figura 18 – Problemas estruturais em reator nitrificante devido ao sistema de aeração



Fonte: fotografias registradas pela autora (2020)

Nota: A) mangueiras enroladas em reator nitrificante; B) reator com estrutura comprometida em detrimento de cortes na geomembrana que impermeabilizava o reator.

3.2.2.1 Partida 1

A primeira partida do Módulo N ocorreu no dia 24 de novembro de 2017. Os reatores nitrificante e desnitrificante tiveram seus volumes preenchidos com água e para a inoculação do reator nitrificante foram utilizados 1,5 m³ de lodo nitrificante aclimatado proveniente da ETDS, localizada na Embrapa Suínos e Aves, Concórdia – SC (Figura 19). As condições de aclimação e caracterização deste lodo são descritas por Antes *et al.* (2020).

Figura 19 – Primeira inoculação de reator nitrificante com lodo aclimatado proveniente da Estação de Tratamento de Dejetos Suínos (ETDS) da Embrapa Suínos e Aves



Fonte: fotografia registrada pela autora (2017)

A vazão de alimentação na partida foi de $4 \text{ m}^3 \text{ dia}^{-1}$, sendo a vazão de recirculação de lodo do decantador, 1 vez a vazão de alimentação e a vazão de recirculação entre os reatores 10 vezes a vazão de alimentação.

3.2.2.2 Partida 2

Em sua segunda partida no dia 04 de dezembro de 2018, foi adicionado água no reator nitrificante, proveniente de um açude próximo, e 30 m^3 de lodo nitrificante aclimatado de acordo com Antes *et al.* (2020) (Figura 20 e Figura 21). O reator desnitrificante ficou com volume da primeira partida.

Figura 20 – Local de armazenamento do lodo nitrificante para segunda partida de reator nitrificante



Fonte: fotografia registrada pela autora (2018)

Figura 21 – Adição de 30 m³ de lodo nitrificante para segunda partida de reator nitrificante

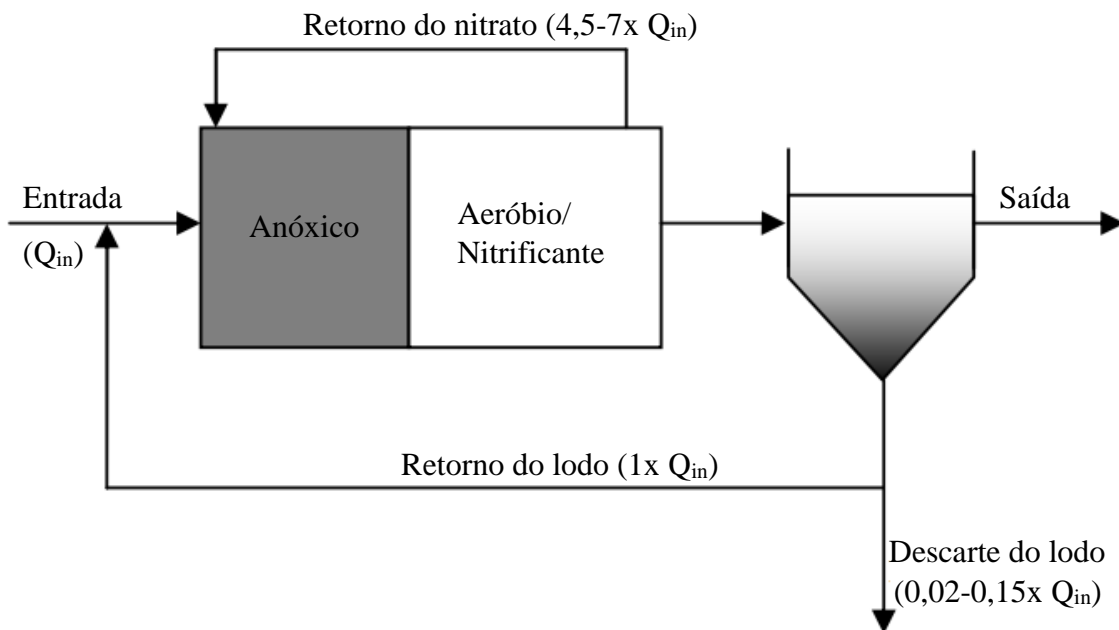


Fonte: fotografia registrada pela autora (2018)

Após a partida este módulo passou a receber alimentação proveniente do Módulo Bio, sem passar pelo decantador 2 a uma vazão de $4 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$, as bombas de recirculação entre os reatores e decantador 3 não foram acionadas neste primeiro momento. No 4º dia de operação a bomba de recirculação entre os reatores foi acionada a uma razão de 4,5 vezes a vazão de alimentação, no 36º a vazão de alimentação passou a ser $6 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ e, a partir do 44º dia de operação a bomba de recirculação de lodo do decantador 3 foi ligada, a uma razão de 1x a vazão

de alimentação. As razões das vazões seguem o que foi estabelecido por Bortoli (2010) com adaptações (devido à queima do inversor da bomba de recirculação de nitrato, passou-se a utilizar a razão de $7xQ_{in}$) (Figura 22).

Figura 22 – Razões de vazões praticadas no Módulo N após estabilização de processo de nitrificação/desnitrificação



Fonte: Adaptado METCALF e EDDY (2003)

3.2.3 Módulo P

O efluente que sai do Módulo N segue para o último módulo do SISTRATES[®], o Módulo P. A remoção de fósforo foi projetado para uma eficiência de 90%, sendo as condições de entrada de fósforo de 100 mg L^{-1} e, um consumo de suspensão de Ca(OH)_2 10% (m v^{-1}), de 8 L m^{-3} . A Tabela 5 apresenta os principais parâmetros de dimensionamento deste módulo.

Tabela 5 – Principais parâmetros de dimensionamento do Módulo P

Parâmetro	Projeto
Q_{in} ($m^3 d^{-1}$)	225
TRH unidade de mistura rápida (min)	2,05
TRH unidade de mistura lenta (h)	12
Concentração de PT no efluente de entrada ($mg L^{-1}$)	100
Concentração de PT no efluente final ($mg L^{-1}$)	5
Consumo de suspensão $Ca(OH)_2$ 10% ($L d^{-1}$)	8

Primeiramente o mesmo entra em uma unidade de mistura rápida (UMR) ($0,186 m^3$), nesta etapa, utiliza-se um controlador de pH da marca Digimed modelo TH-48. Na UMR o efluente tem seu pH elevado à 9,0 a partir da introdução de uma suspensão de $Ca(OH)_2$ 10% ($m v^{-1}$) (Figura 23), essas condições foram estabelecidas em trabalhos anteriores, como de Susin *et al.*, (2016). Após elevar o pH do efluente, este é encaminhado para os decantadores P1 e P2 ($35 m^3$ cada), onde a fração líquida dos decantadores é o efluente final, e o lodo do Módulo P, fosfato de cálcio, o qual é encaminhado para o barracão onde será feito seu deságue. Figura 23 – Unidade de mistura rápida (UMR) onde suspensão de $Ca(OH)_2$ é adicionada para elevação de pH até 9,0 de efluente de entrada do Módulo P



Fonte: fotografia registrada pela autora (2020)

As análises a serem realizadas, suas metodologias e a frequência de análise são apresentadas no Quadro 4.

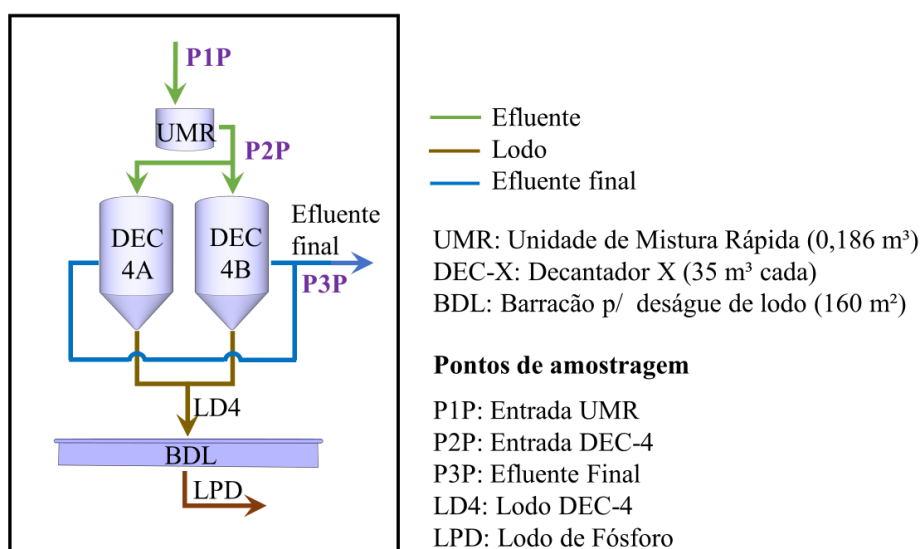
Quadro 4 – Cronograma de análises físico-químicas a serem realizadas no Módulo P

Local de análise	Parâmetro	Ponto e frequência de amostragem				
		P1P	P2P	P3P	LD4	LPD
Laboratório de Análises Físico-Químicas (LAFQ)	Alcalinidade	S		S		
	Carbono Orgânico Total (COT)	S		S		
	Nitrogênio Amoniacal (NAT)	S		S		
	Nitrito (N-NO ₂ ⁻)	S		S		
	Nitrato (N-NO ₃ ⁻)	S		S		
	ST				S	S
	PT	S		S	S	
<i>In situ</i>	pH		S			

Onde: P1P: saída decantador 3; P2P: saída UMR; P3P: efluente final; LD4: lodo decantador 4; LPD: lodo de fósforo; S: semanal.

Os pontos de amostragem e linhas de fluxo de efluente são apresentados na Figura 24.

Figura 24 – Pontos de amostragem para coletas de amostras e linhas de fluxo do Módulo P



3.3 METODOLOGIAS ANALÍTICAS UTILIZADAS

Todas as análises laboratoriais foram e serão realizadas no Laboratório de Análises Físico-Químicas (LAFQ) situado na Embrapa Suínos e Aves, Concórdia – SC.

3.3.1 Análises laboratoriais

A determinação de Carbono Orgânico Total (COT) e Nitrogênio Total (NT) foi realizada através de um analisador de COT (TOC-LCPH / CPN, Shimadzu, Kyoto, Japão) seguindo as recomendações do fabricante. Carbono Total (CT) foi mensurado a partir de um analisador elementar CNHS (modelo Flash 2000; Thermo Fisher Scientific, Massachusetts, EUA). A alcalinidade e relação AI/AP foram determinadas em um titulador automático (modelo 848 Titrino plus, Metrohm, Herisau, Suíça), sua medida expressa em mgCaCO₃ L⁻¹.

A determinação de nitrogênio amoniacal (NAT), nitrito (N-NO₂⁻) e nitrato (N-NO₃⁻) foi realizada por método colorimétrico em sistema de análise por injeção de fluxo (modelo 2500, FIALab Instruments, Seattle, EUA) a partir de métodos adaptados de Rice *et al.* (2017), conforme descrito por Schierholt Neto *et al.* (2006). A quantificação de fósforo total foi realizada por espectrofotometria (método do molibdovanadato) com espectrofotômetro Cary50 (Agilent, Santa Clara, EUA).

Para determinação dos sólidos totais (ST), sólidos voláteis (SV), sólidos fixos (SF), sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos voláteis (SSV) e sólidos fixos voláteis (SSF), as amostras foram secas a 105°C e depois calcinadas a 550°C. O potássio (K) por fotometria de chama (B-462, Micronal), e cálcio (Ca) foi quantificado por espectrometria de absorção atômica de chama (Varian).

Todas as análises foram realizadas de acordo com Standard Methods (APHA 2012). Para cálculos de percentagem de remoção de cada parâmetro a Equação 1 foi utilizada como base.

$$Eficiência (\%) = \frac{C_0 - C_f}{C_0} \times 100 \quad (1)$$

Sendo:

C₀: concentração inicial do constituinte;

C_f : concentração final do constituinte;

3.3.1.1 Teste de atividade nitrificante

Ensaio de atividade nitrificante da biomassa presente no reator aeróbio do Módulo N foram realizados duas vezes ao ano, em meses de inverno e verão, com o objetivo de acompanhar e comparar os resultados para verificar se houve aumento ou diminuição da atividade nitrificante da biomassa.

Determinou-se a velocidade do consumo de amônia decorrente do consumo de substrato pela quantidade de microrganismos. O sistema utilizado para o ensaio cinético é composto por um medidor de pH da marca Hanna modelo HI 8424, um agitador magnético, um béquer de 1 L no qual ocorre a cinética de consumo, uma bomba de ar marca Big Air modelo A430 acoplada em um rotâmetro marca Gilmont modelo GF-9260 e um medidor de oxigênio dissolvido, da marca EcoSense modelo DO200A.

O procedimento metodológico é descrito por De Prá *et al.* (2016), com modificações no substrato a ser consumido. A concentração de amônia utilizada para início dos testes foi de 200 mg L⁻¹ e seu consumo ao longo do tempo foi monitorado durante 3h e 30 min, com alíquotas de 30 mL sendo retiradas a cada 30 minutos.

A taxa de consumo de substrato foi determinada através de regressão linear da concentração de substrato em função do tempo e então, a partir deste parâmetro foi possível determinar a velocidade específica de crescimento (μ).

3.3.2 Consumo de energia elétrica

Para estabelecer o consumo de energia elétrica, conta-se com quatro medidores de consumo de energia elétrica instalados em diferentes pontos dentro do SISTRATES[®], os quais compreendem o consumo total de energia deste sistema. Há dois medidores onde estão localizadas as bombas que recalcam o dejetado das granjas para o SISTRATES[®] sendo eles,

bomba de recalque de dejetos proveniente de gestação e maternidade, e bomba de recalque de dejetos proveniente da creche. Outros dois medidores, um deles contabiliza a energia gasta no Módulo Bio, localizado na casa da peneira e outro localizado no painel de controle do Módulo N onde se encontram instalados todos os equipamentos do Módulo N e P. A estimativa de consumo de energia elétrica foi realizada com base em medições periódicas (uma medição ao mês).

3.3.3 Consumo e composição de biogás

Para quantificar a produção de biogás dos biodigestores, utilizou-se um medidor de massa térmica, modelo FT2 da marca Contech® (Figura 25), este equipamento é conectado ao software AwiVIEW da marca Awite®, onde foi possível armazenar todos os dados do equipamento. Os medidores de biogás localizam-se em dois pontos estratégicos, na saída do reator CSTR e na saída da tubulação que direciona o biogás ao sistema de geração de energia, sendo assim possível se obter separadamente a produção de biogás dos dois modelos de biodigestores.

Na determinação da composição do biogás, fez-se o uso do equipamento Awiflex, da marca Awite (Figura 25), também conectado ao software AwiVIEW (Figura 26) suas medições permitem saber a composição de CH₄, CO₂, O₂ e H₂S, sendo feitas aferições a cada 2 horas.

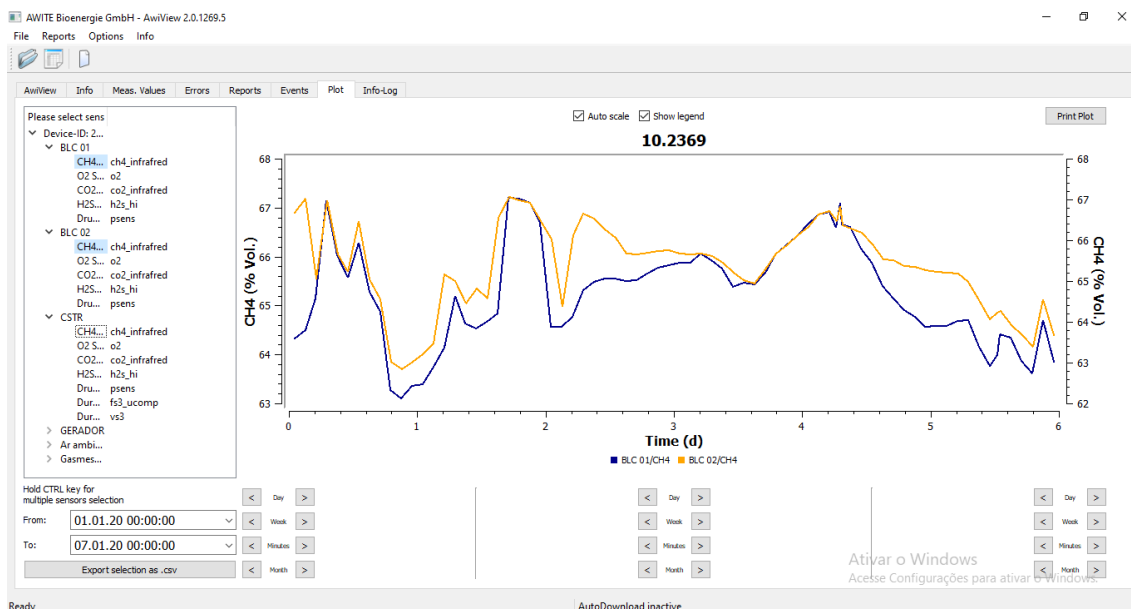
Figura 25 – Equipamentos utilizados para a medição de vazão e composição do biogás gerado no Módulo Bio



Fonte: Google Imagens, 2021

A: Medidor de vazão de biogás de massa térmica, modelo FT2, marca Contech®; B: Analisador de biogás Awiflex, marca Awite®

Figura 26 – Detalhe do software AwiVIEW para transferência, visualização e exportação de dados, marca Awite®

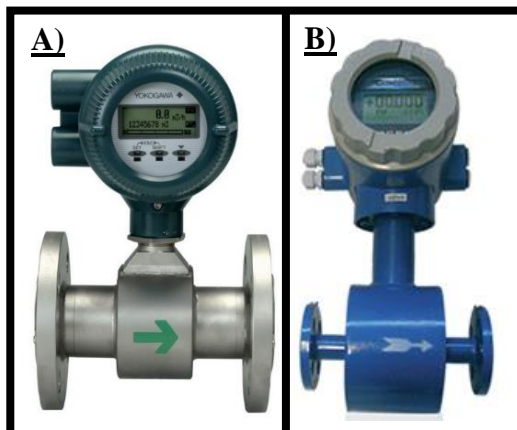


Fonte: fotografia registrada pela autora (2020)

3.3.4 Medidores de vazão

O medidor de vazão principal, localizado na entrada do sistema de tratamento é um medidor de vazão magnético e integral modelo AXFA14G/C da marca YOKOGAWA® (Figura 27). Além deste ponto, há mais três medidores de vazão, localizados no Módulo N, na bomba de alimentação, na bomba de recirculação entre os reatores e na bomba de recirculação de lodo, neste caso, utilizaram-se medidores de vazão eletromagnéticos, modelo CTH da marca Contech® (Figura 27).

Figura 27 – Medidores de vazão utilizados em bombas do sistema de tratamento de dejetos suínos



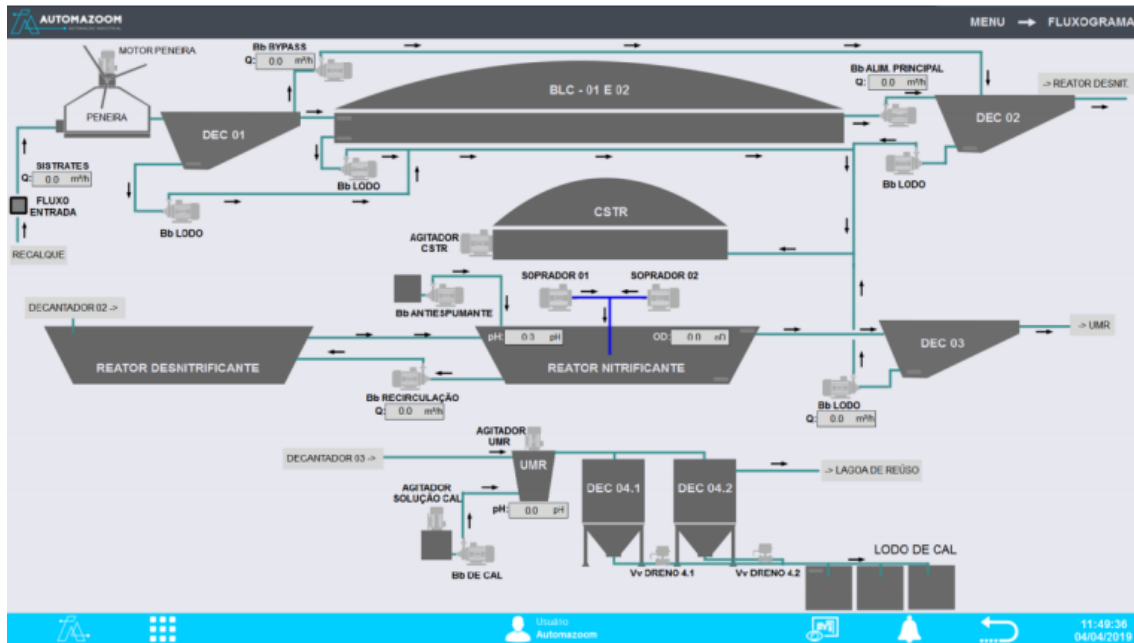
Fonte: Google Imagens, 2021

A: Medidor de vazão magnético e integral, modelo AXFA14G/C, marca YOKOGAWA®; B: Medidor de vazão eletromagnético, modelo CTH, marca Contech®.

3.3.5 Controle de processo

Para controle de processo o SISTRATES® conta com um sistema supervisor, criado pela empresa Automazoom Soluções Industriais LTDA, Chapecó – SC, onde é possível ligar e desligar todas as bombas do sistema, alterar vazões, visualizar medidores de vazão além de alarmes quando há reduções de níveis ou problemas com algum equipamento. Tudo isso pode ser controlado via painel de controle o qual fica instalado em uma sala na planta ou até mesmo remotamente, via celular. A tela inicial onde é possível ter um panorama de todo o processo é apresentada na Figura 28.

Figura 28 – Tela principal de sistema supervisório do SISTRATES® com detalhe do que é visualizado nos três módulos do processo



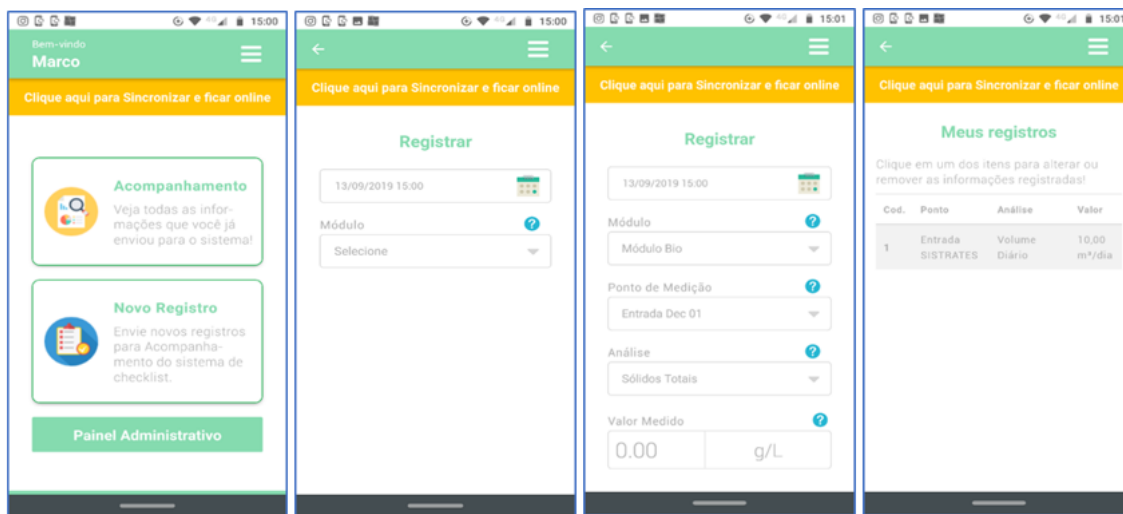
Fonte: fotografia registrada pela autora (2020)

3.3.5.1 Software de gerenciamento do sistema de tratamento

Um *software* foi desenvolvido pela empresa Ekodata, Concórdia – SC, com a finalidade de gerenciar as informações obtidas pelo SISTRATES®, onde diversos parâmetros de controle foram considerados na concepção deste. O *software* Ekodata possui dois módulos: Painel Administrativo e Aplicativo.

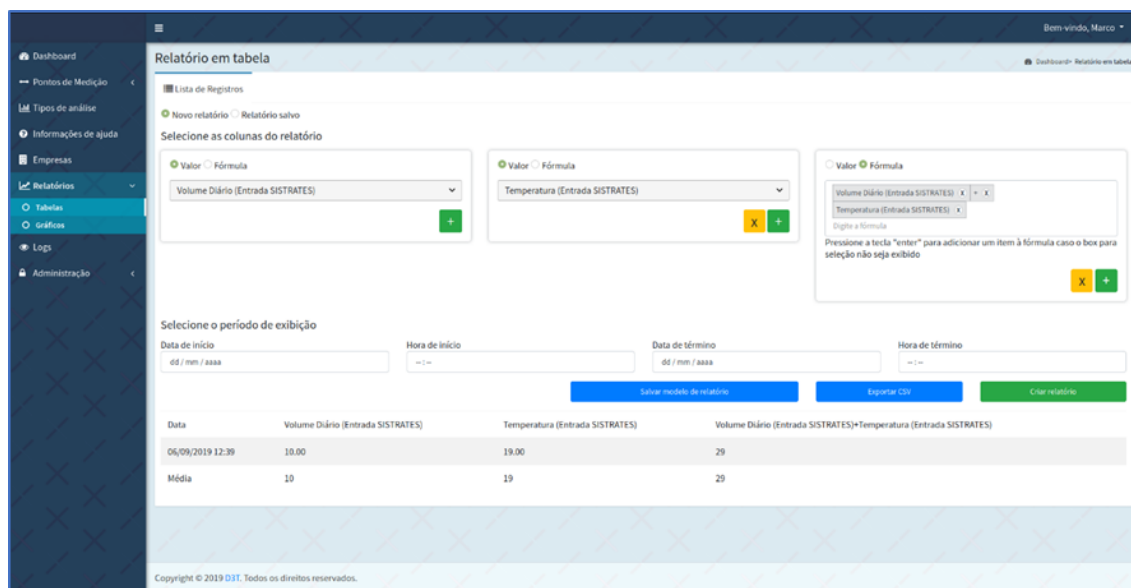
O aplicativo (Figura 29) é onde o operador registra todas as leituras efetuadas, além de ser possível registrar todas as análises laboratoriais. O painel administrativo (Figura 30) tem o intuito de processamento e gerenciamento de dados, além de possibilitar modificações no aplicativo como adição de pontos de monitoramento, análises, panorama completo do sistema (Figura 31) etc.

Figura 29 – Interfaces do aplicativo do software Ekodata, onde é possível inserir qualquer análise realizada tanto à campo quando laboratorial



Fonte: fotografia registrada pela autora (2020)

Figura 30 – Interface do painel administrativo do software Ekodata, onde é possível gerenciar usuários, compôs de preenchimento, gerar gráficos e tabelas de histórico de dados



Fonte: fotografia registrada pela autora (2020)

Figura 31 – Dashbord de software Ekodata, onde é possível ter um panorama dos principais pontos de monitoramento do SISTRATES®



Fonte: fotografia registrada pela autora (2021)

3.3.6 Consumo e demanda de O₂

Os cálculos de consumo e demanda de O₂ são apresentados nas equações a seguir. Sendo que foram efetuados separadamente quanto ao consumo em função de NAT e COT e posteriormente tendo seus valores somados. A Equação 2 calcula a demanda de O₂ em função do NAT, a Equação 3 calcula a demanda de O₂ em função do COT, a Equação 4 calcula o consumo de O₂ em função do NAT, a Equação 5 calcula o consumo de O₂ em função do COT e, a soma das Equações 2 e 3 resultam na demanda total de O₂ e a soma das Equação 4 e 5 resultam no consumo total de O₂.

$$\begin{aligned}
 & \text{Demanda de } O_2 \text{ (NAT)} (kg \text{ d}^{-1}) \\
 &= \frac{NAT_{NP3} * (Q_{alimentação} + Q_{rec.nitrato} + Q_{rec.lodo}) * CFO_{NAT}}{1000} \quad (2)
 \end{aligned}$$

Sendo:

NAT_{NP3} : concentração de NAT na entrada do reator nitrificante ($mg \text{ L}^{-1}$);

$Q_{alimentação}$: vazão de alimentação do Módulo N ($m^3 \text{ d}^{-1}$);

$Q_{rec.nitrato}$: vazão de recirculação de nitrato do Módulo N ($m^3 \text{ d}^{-1}$);

$Q_{rec.lodo}$: vazão de recirculação de lodo do Módulo N ($m^3 d^{-1}$);

CFO_{NAT} : coeficiente estequiométrico necessário para oxidação completa de NAT.

$$\begin{aligned} & \text{Demanda de } O_2 \text{ (matéria orgânica)} (kg d^{-1}) \\ &= \frac{BDO_{NP3} * (Q_{alimentação} + Q_{rec.nitrato} + Q_{rec.lodo}) * CFO_{DBO}}{1000} \end{aligned} \quad (3)$$

Sendo:

DBO_{NP3} : concentração de BDO na entrada do reator nitrificante ($mg L^{-1}$);

$Q_{alimentação}$: vazão de alimentação do Módulo N ($m^3 d^{-1}$);

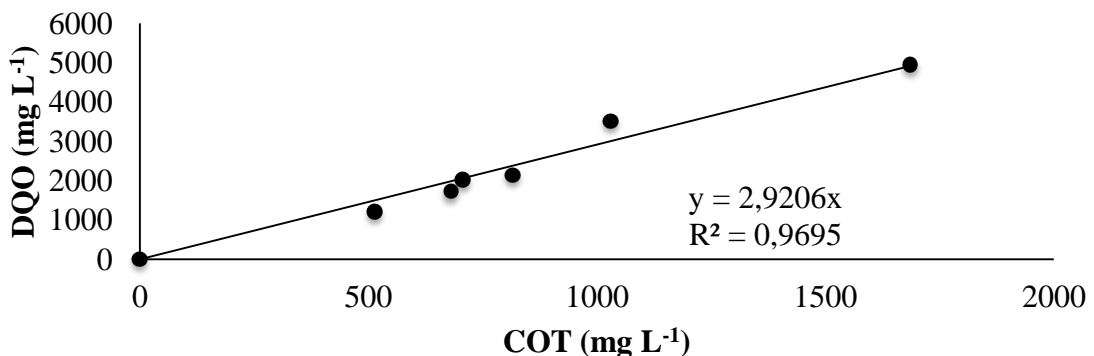
$Q_{rec.nitrato}$: vazão de recirculação de nitrato do Módulo N ($m^3 d^{-1}$);

$Q_{rec.lodo}$: vazão de recirculação de lodo do Módulo N ($m^3 d^{-1}$);

CFO_{DBO} : demanda biológica de oxigênio para degradação de matéria orgânica ($mg L^{-1}$).

Como não foram feitas análises de acompanhamento de DBO (demanda bioquímica de oxigênio) utilizaram-se correlações para chegar-se a valores de DBO em função de análises de COT. Primeiramente correlacionaram-se os valores de COT com DQO (demanda química de oxigênio) conforme dados apresentados por Sanchez *et al.* (2005). Chegando a equação da reta apresentada na Figura 32 abaixo.

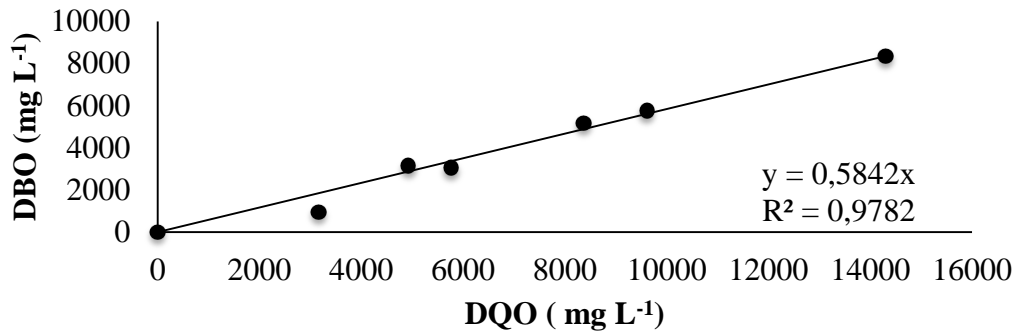
Figura 32 – Correlação entre dados de COT e DQO e equação da reta a ser utilizada para conversão de dados



Fonte: Adaptado de Sanchez *et al.* (2005)

Para a correlação entre DQO e DBO utilizou-se dados apresentados por Kunz *et al.* (2009) e a equação da reta resultante para posterior conversão de dados é apresentada na Figura 33.

Figura 33 – Correlação entre dados de DQO e DBO e equação da reta a ser utilizada para conversão de dados



Fonte: Adaptado de Kunz *et al.* (2009).

Consumo de O_2 (NAT) ($kg d^{-1}$)

$$= \frac{(NAT_{NP4} - NAT_{NP3}) * (Q_{alimentação} + Q_{rec.nitrato} + Q_{rec.lodo}) * CFO_{NAT}}{1000} \quad (4)$$

Sendo:

NAT_{NP3} : concentração de NAT na entrada do reator nitrificante ($mg L^{-1}$);

NAT_{NP4} : concentração de NAT na saída do reator nitrificante ($mg L^{-1}$);

$Q_{alimentação}$: vazão de alimentação do Módulo N ($m^3 d^{-1}$);

$Q_{rec.nitrato}$: vazão de recirculação de nitrato do Módulo N ($m^3 d^{-1}$);

$Q_{rec.lodo}$: vazão de recirculação de lodo do Módulo N ($m^3 d^{-1}$);

CFO_{NAT} : coeficiente estequiométrico necessário para oxidação completa de NAT.

Consumo de O_2 (matéria orgânica) ($kg d^{-1}$)

$$= \frac{(BDO_{NP3} - BDO_{NP4}) * (Q_{alimentação} + Q_{rec.nitrato} + Q_{rec.lodo}) * CFO_{DBO}}{1000} \quad (5)$$

Sendo:

BDO_{NP3} : concentração de BDO na entrada do reator nitrificante ($mg L^{-1}$);

BDO_{NP4} : concentração de BDO na saída do reator nitrificante ($mg L^{-1}$);

$Q_{alimentação}$: vazão de alimentação do Módulo N ($m^3 d^{-1}$);

$Q_{rec.nitrato}$: vazão de recirculação de nitrato do Módulo N ($m^3 d^{-1}$);

$Q_{rec.lodo}$: vazão de recirculação de lodo do Módulo N ($m^3 d^{-1}$);

CFO_{DBO} : demanda biológica de oxigênio para degradação de matéria orgânica ($mg L^{-1}$).

3.4 TRATAMENTO ESTATÍSTICO

A análise estatística dos resultados foi realizada com análise de variância (ANOVA), com o software STATISTICA 8.0 para tratamento e validação de dados.

3.5 CÁLCULOS DOS COEFICIENTES TÉCNICOS

Os coeficientes técnicos a serem apresentados foram calculados segundo as equações abaixo.

3.5.1 Coeficientes técnicos por matriz alojada

- Geração de lodo por matriz (Módulo Bio) (GLM_{BIO})

$$GLM_{BIO} (m_{lodo}^3 \text{ matriz}^{-1} d^{-1}) = \frac{Q_{sólido-peneira} + Q_{lodo-Dec1} + Q_{lodo-BLCs}}{N^{\circ} \text{ matriz total}} \quad (6)$$

Sendo:

$Q_{sólido-peneira}$: vazão sólido retido na peneira diário ($m^3_{lodo} d^{-1}$);

$Q_{lodo-Dec1}$: vazão de lodo descartado do Dec. 01 diário ($m^3_{lodo} d^{-1}$);

$Q_{lodo-BLCs}$: vazão de lodo descartado dos BLCs diário ($m^3_{lodo} d^{-1}$);

$N^{\circ} \text{ matriz total}$: número de matrizes alojadas na granja (matriz).

- Geração de lodo por matriz (Módulo N) (GLM_N)

$$GLM_N (m_{lodo}^3 \text{ matriz}^{-1} d^{-1}) = \frac{Q_{lodo-Dec3}}{N^{\circ} \text{ matriz total}} \quad (7)$$

Sendo:

$Q_{lodo-Dec3}$: vazão de lodo descartado do Dec. 03 diário ($m^3_{lodo} d^{-1}$);

$N^{\circ} \text{ matriz total}$: número de matrizes alojadas na granja (matriz).

- Geração de lodo por matriz (Módulo P) (GLM_P)

$$GLM_P (m^3_{lodo} \text{ matriz}^{-1} d^{-1}) = \frac{Q_{lodo-Dec4}}{N^{\circ} \text{ matriz total}} \quad (8)$$

Sendo:

$Q_{lodo-Dec4}$: vazão de lodo descartado do Dec. 04 diário ($m^3_{lodo} d^{-1}$);

$N^{\circ} \text{ matriz total}$: número de matrizes alojadas na granja (matriz).

- Geração de biogás por matriz (GBM)

$$GBM (N m^3_{biogás} \text{ matriz}^{-1} d^{-1}) = \frac{Q_{biogás}}{N^{\circ} \text{ matrizes total}} \quad (9)$$

Sendo:

$Q_{Nbiogás}$: vazão de biogás normalizado diária ($N m^3_{biogás} d^{-1}$);

$N^{\circ} \text{ matriz total}$: número de matrizes alojadas na granja (matriz).

- Geração de energia elétrica por matriz (GEEM)

$$GEEM (kWh_{gerado} \text{ matriz}^{-1} d^{-1}) = \frac{kWh_{gerado}}{N^{\circ} \text{ matrizes total}} \quad (10)$$

Sendo:

kWh_{gerado} : geração de energia elétrica diária ($kWh d^{-1}$);

$N^{\circ} \text{ matriz total}$: número de matrizes alojadas na granja (matriz).

- Consumo de energia elétrica por matriz (Módulo Bio) (CEEM_{BIO})

$$CEEM_{BIO} (kWh_{consumido} \text{ matriz}^{-1} d^{-1}) = \frac{kWh_{consumido-BIO}}{N^{\circ} \text{ matrizes total}} \quad (11)$$

Sendo:

$kWh_{consumido-BIO}$: consumo de energia elétrica diária no Módulo Bio ($kWh d^{-1}$);

$N^{\circ} \text{ matriz total}$: número de matrizes alojadas na granja (matriz).

- Consumo de energia elétrica por matriz (Módulo Bio+N+P) (CEEM_{BIO+N+P})

$$CEEM_{BIO+N+P} (kWh_{consumido} \text{ matriz}^{-1} d^{-1}) = \frac{kWh_{consumido-BIO} + kWh_{consumido-N+P}}{N^{\circ} \text{ matrizes total}} \quad (12)$$

Sendo:

$kWh_{consumido-BIO}$: consumo de energia elétrica diária no Módulo Bio ($kWh d^{-1}$);

$kWh_{consumido-N+P}$: consumo de energia elétrica diária nos Módulos N e P ($kWh d^{-1}$);

$N^{\circ} \text{ matriz total}$: número de matrizes alojadas na granja (matriz).

3.5.2 Coeficientes técnicos por m³ de dejetos tratados

- Geração de lodo por m³ de dejetos tratados (Módulo Bio) (GLD_{BIO})

$$GLD_{BIO} (m^3_{lodo} m^{-3}_{dejetos} d^{-1}) = \frac{Q_{sólido-peneira} + Q_{lodo-Dec1} + Q_{lodo-BLCs}}{Q_{dejetos\ total}} \quad (13)$$

Sendo:

$Q_{sólido-peneira}$: vazão sólido retido na peneira diário (m³_{lodo} d⁻¹);

$Q_{lodo-Dec1}$: vazão de lodo descartado do Dec. 01 diário (m³_{lodo} d⁻¹);

$Q_{lodo-BLCs}$: vazão de lodo descartado dos BLCs diário (m³_{lodo} d⁻¹);

$Q_{dejetos\ total}$: vazão de dejetos diária (m³_{dejetos} d⁻¹).

- Geração de lodo por m³ de dejetos tratados (Módulo N) (GLD_N)

$$GLD_N (m^3_{lodo} m^{-3}_{dejetos} d^{-1}) = \frac{Q_{lodo-Dec3}}{Q_{dejetos\ total}} \quad (14)$$

Sendo:

$Q_{lodo-Dec3}$: vazão de lodo descartado do Dec. 03 diário (m³_{lodo} d⁻¹);

$Q_{dejetos\ total}$: vazão de dejetos diária (m³_{dejetos} d⁻¹).

- Geração de lodo por m³ de dejetos tratados (Módulo P) (GLD_P)

$$GLD_P (m^3_{lodo} m^{-3}_{dejetos} d^{-1}) = \frac{Q_{lodo-Dec4}}{Q_{dejetos\ total}} \quad (15)$$

Sendo:

$Q_{lodo-Dec4}$: vazão de lodo descartado do Dec. 04 diário (m³_{lodo} d⁻¹);

$Q_{dejetos\ total}$: vazão de dejetos diária (m³_{dejetos} d⁻¹).

- Geração de biogás por m³ de dejetos tratados (GBD)

$$GBD (N m^3_{biogás} m^{-3}_{dejetos} d^{-1}) = \frac{Q_{biogás}}{Q_{dejetos\ total}} \quad (16)$$

Sendo:

$Q_{Nbiogás}$: vazão de biogás normalizado diária (N m³_{biogás} d⁻¹);

$Q_{dejetos\ total}$: vazão de dejetos diária (m³_{dejetos} d⁻¹).

- Geração de energia elétrica por m³ de dejetos tratados (GEED)

$$GEED (kWh_{gerado} m_{dejetos}^{-3} d^{-1}) = \frac{kWh_{gerado}}{Q_{dejetos\ total}} \quad (17)$$

Sendo:

kWh_{gerado} : geração de energia elétrica diária (kWh d⁻¹);

$Q_{dejetos\ total}$: vazão de dejetos diária (m³dejetos d⁻¹).

- Consumo de energia elétrica por m³ de dejetos tratados (Módulo Bio) (CEED_{BIO})

$$CEED_{BIO} (kWh_{consumido} m_{dejetos}^{-3} d^{-1}) = \frac{kWh_{consumido-BIO}}{Q_{dejetos\ total}} \quad (18)$$

Sendo:

$kWh_{consumido-BIO}$: consumo de energia elétrica diária no Módulo Bio (kWh d⁻¹);

$Q_{dejetos\ total}$: vazão de dejetos diária (m³dejetos d⁻¹).

- Consumo de energia elétrica por m³ de dejetos tratados (Módulo Bio+N+P)

(CEED_{BIO+N+P})

$$CEED_{BIO+N+P} (kWh_{consumido} m_{dejetos}^{-3} d^{-1}) = \frac{kWh_{consumido-BIO} + kWh_{consumido-N+P}}{Q_{dejetos\ total}} \quad (19)$$

Sendo:

$kWh_{consumido-BIO}$: consumo de energia elétrica diária no Módulo Bio (kWh d⁻¹);

$kWh_{consumido-N+P}$: consumo de energia elétrica diária nos Módulos N e P (kWh d⁻¹);

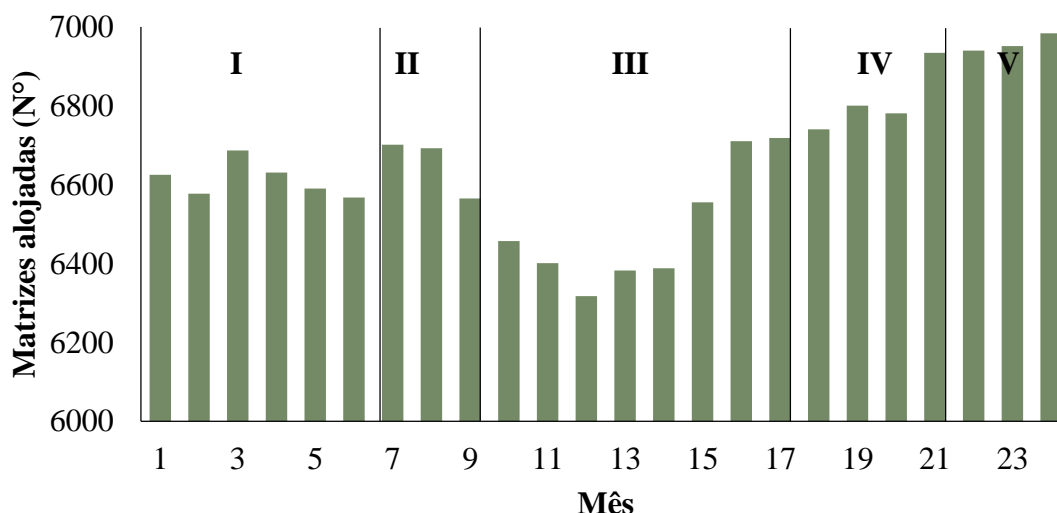
$Q_{dejetos\ total}$: vazão de dejetos diária (m³dejetos d⁻¹).

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 PRODUÇÃO DE DEJETOS SUÍNOS E VARIÁVEIS DE INTERESSE

A Granja São Roque (unidades SR-I e SR-III) conta com um plantel de 6655 ± 201 matrizes alojadas, onde todo o dejetos gerado por este plantel é tratado no SISTRATES®. A variação de matrizes em função do tempo pode ser vista na Figura 34.

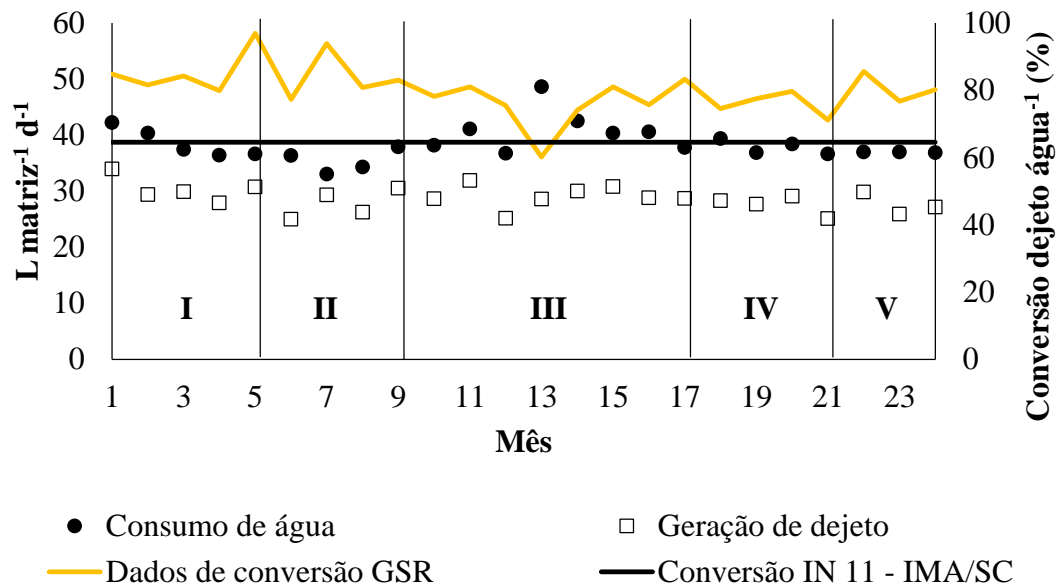
Figura 34 – Acompanhamento mensal do plantel de matrizes durante os meses de janeiro/19 (1) a dezembro/20 (24)



Sazonalidade avaliada: **Período I** – corresponde aos meses de janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2019; **Período II** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2019; **Período III** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2019 e janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2020; **Período IV** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2020; **Período V** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2020.

O acompanhamento das médias diárias de consumo de água e geração de dejetos por matriz alojada, bem como os dados de referência apresentados pela IN 11 – IMA/SC são apresentados na Figura 35. A vazão média diária de dejetos que o SISTRATES® tratou nos anos de 2019 e 2020 foi de $191 \pm 45 \text{ m}^3_{\text{dejetos}} \text{ d}^{-1}$, levando a uma geração de dejetos de $28,7 \pm 6,8 \text{ L}_{\text{dejetos}} \text{ matriz}^{-1} \text{ d}^{-1}$.

Figura 35 – Acompanhamento (médias diárias) de geração de dejetos e consumo de água por matriz e acompanhamento da conversão de água em dejetos tendo como referência a IN11/SC



Sazonalidade avaliada: **Período I** – corresponde aos meses de janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2019; **Período II** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2019; **Período III** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2019 e janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2020; **Período IV** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2020; **Período V** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2020.

Em 2015 o valor estimado para este coeficiente conforme apresentado na Tabela 2 era de 50 L_{dejetos} matriz⁻¹ d⁻¹, valor bem superior ao observado, justificado por melhorias no manejo de água da granja de 2015 para 2020 como a redução do desperdício e entrada de água de chuva nas linhas de dejetos (redução de 51,4%), o que acarretou na concentração do efluente a ser tratado, reduzindo essa relação (dejetos matriz⁻¹) em 42,6%.

Estes resultados indicam a preocupação da granja com o manejo consciente e sustentável quanto ao consumo de água, indo contra a solução tecnológica do tipo *end-of-pipe* a qual visa a correção dos prejuízos ambientais causados por um sistema produtivo, sem combater as causas que os produziram (Silva & Silva, 2017). Técnicas de produção mais limpas têm como objetivos a redução dos custos de produção e degradação ambiental.

Segundo o Programa das Nações Unidas para o Meio Ambiente (PNEUMA) (1995) a produção mais limpa consiste na aplicação contínua de estratégia econômica, ambiental e tecnológica integrada aos processos e produtos, com a finalidade de aumentar a eficiência no uso das matérias-primas, água e energia, além da redução dos riscos para as pessoas e para o meio ambiente.

Segundo IN 11 – IMA/SC o volume diário de consumo de água em sistemas especializados de produção de suínos no Estado de Santa Catarina em UPL é de 35,3 L_{água} matriz⁻¹ d⁻¹. A média da unidade em estudo é de 38,5 ± 9,9 L_{água} matriz⁻¹ d⁻¹ resultando em 8,3% a mais que a média estadual, o que demonstra que apesar da redução obtida entre os anos de 2015-2020, ainda há margem para otimização do consumo de água.

Tavares (2012) em estudo do consumo de água e produção de dejetos na suinocultura, acompanhou pelo período de nove meses, 15 unidades comerciais de granjas suinícolas na fase fisiológica de crescimento/terminação. Seus resultados médios apresentaram conversão de dejetos em água de 60,17% em função do tempo do alojamento que variou entre 10, 15 e 18 semanas. Além disto, ainda de acordo com a instrução normativa citada acima, a conversão de água em dejetos é de 64,59%, enquanto o valor da unidade em estudo apresenta conversão média de 79,9 ± 31,6% corroborando com o que foi discutido acima, exemplificando que o manejo do consumo de água na granja pode ser melhorado.

Oliveira (2002) avaliando o uso racional da água na suinocultura estima que a produção de efluentes em UPL sejam de 30 L_{dejetos} matriz⁻¹ d⁻¹, enquanto o consumo de água em leitões varie entre 1,5 – 2 L_{água} d⁻¹, em porcas em gestação 15 – 20 L_{água} d⁻¹ e em porcas lactação 30 – 40 L_{água} d⁻¹. Na Tabela 6 são apresentados dados de análise estatística descritiva, onde é possível observar os parâmetros ambientais que influenciam no processo.

Tabela 6 – Estatística descritiva dos parâmetros ambientais que influenciam no processo

Estatística Descritiva	Período	Parâmetro	
		Temperatura Ambiente (°C)	Precipitação acumulada diária (mm)
Média	I	19,32 ^a	29,16 ^a
	II	12,63 ^c	21,57 ^a
	III	16,95 ^b	30,39 ^a
	IV	12,07 ^c	30,07 ^a
	V	18,39 ^a	22,50 ^a
E.P.	I	0,22	2,78
	II	0,47	7,11
	III	0,30	3,65
	IV	0,40	7,97
	V	0,31	4,10
Med.	I	19,71	28,75
	II	13,65	16,00
	III	17,70	25,00
	IV	12,90	25,00
	V	18,35	25,00

D.P.	I	2,69	17,59
	II	5,19	18,81
	III	4,74	20,95
	IV	4,43	29,81
	V	2,94	12,96
Mín.	I	10,80	5,00
	II	-4,20	5,00
	III	2,80	5,00
	IV	-1,00	5,00
	V	12,10	5,00
Máx.	I	25,02	95,00
	II	23,14	60,00
	III	28,70	100,00
	IV	23,70	120,00
	V	26,20	50,00
Amp.	I	14,22	90,00
	II	27,34	55,00
	III	25,90	95,00
	IV	24,70	115,00
	V	14,10	45,00

Nota: Valores de temperatura ambiente faltantes foram preenchidos com dados médios diários da estação meteorológica da EPAGRI de Videira - SC. Dados da Estação - Código: 1016; Nome: Videira - CE_Epagri; Altitude: 830 m.

Est. Desc.: Estatística Descritiva; E.P.: Erro Padrão = (Desvio Padrão) / (n amostral); Med.: Mediana; D.P.: Desvio Padrão; Mín.: Valor Mínimo; Max.: Valor Máximo; Amp.: Amplitude dos valores.

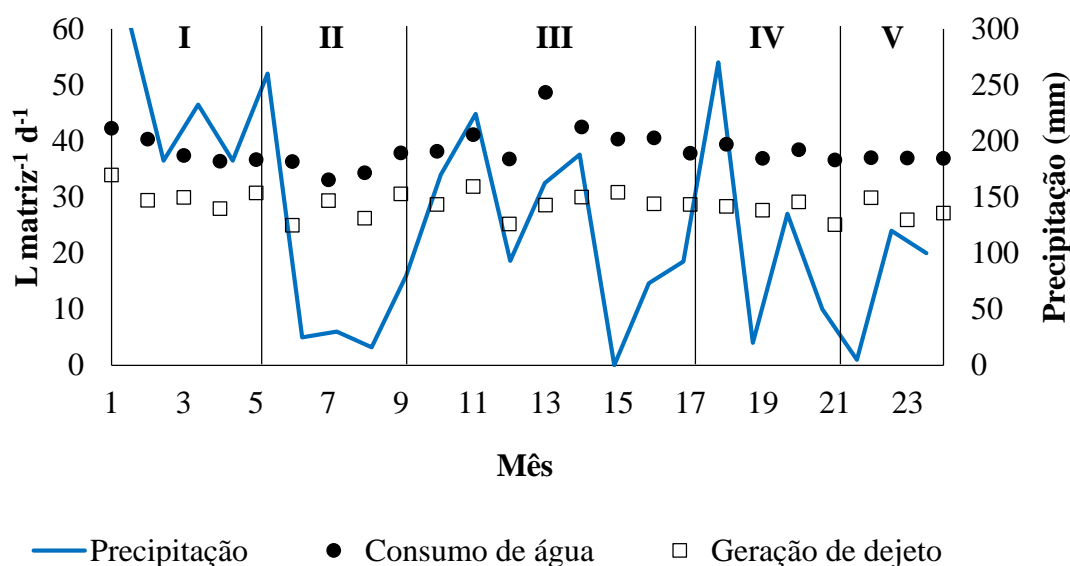
Nota: Sazonalidade avaliada: **Período I** – corresponde aos meses de janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2019; **Período II** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2019; **Período III** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2019 e janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2020; **Período IV** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2020; **Período V** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2020.

*Letras minúsculas iguais entre as linhas do mesmo parâmetro não diferem estatisticamente pelo teste de Tukey ($p < 0,05$).

Analisando a Tabela 6 acima é possível observar que os valores de temperatura ambiente diferem estatisticamente quando se comparam os períodos quente e frio. No entanto, a precipitação pluviométrica não apresentou diferença significativa entre os períodos.

A Figura 36 mostra a influência da precipitação pluviométrica na geração de dejetos suíno. Nela é possível acompanhar o perfil de consumo de água e geração de dejetos ao longo do tempo correlacionando com dados de precipitação pluviométrica.

Figura 36 – Relação entre consumo de água, geração de dejetos e precipitação pluviométrica

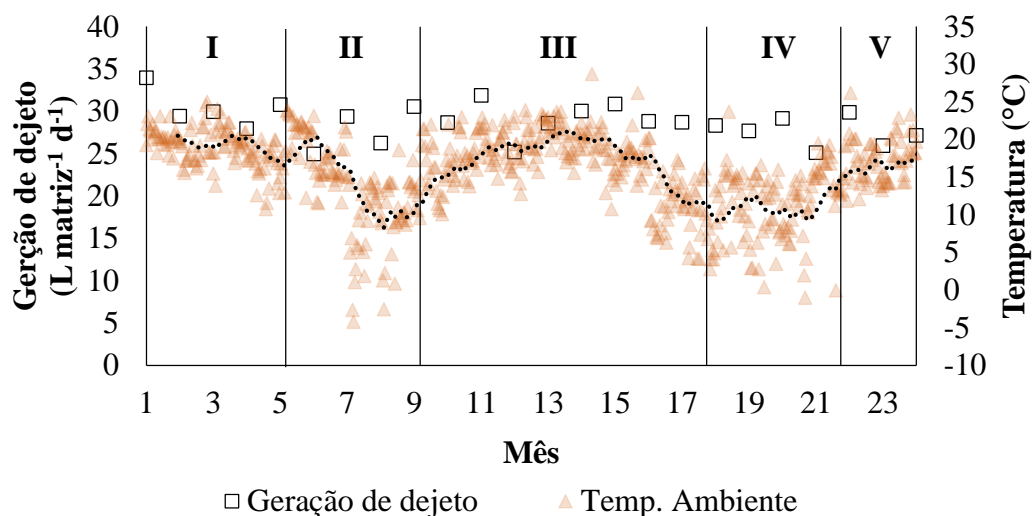


Sazonalidade avaliada: **Período I** – corresponde aos meses de janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2019; **Período II** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2019; **Período III** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2019 e janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2020; **Período IV** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2020; **Período V** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2020.

Na Figura 36 acima, é possível verificar que não houve correlação entre o volume de dejetos gerados com a precipitação acumulada diária, conforme correlação de Pearson. O resultado esperado era que a entrada da água pluvial no sistema de estocagem desses resíduos influenciasse de forma significativa no volume de dejetos, uma vez que as calhas não apresentam boa cobertura, fazendo que parcela da água da chuva pudesse contribuir no volume armazenado. No entanto, esta visualização não é clara devido à prática adotada nesta granja em dias de chuva que é realizar o desvio do dejetos suíno gerado, para um sistema de lagoas antigo, quando o sistema atingir o limite máximo de vazão de alimentação diária de dejetos. Também, não ocorre variação significativa ($p < 0,05$) no volume de dejetos gerados ao longo do ano.

Esse impacto na geração de dejetos suíno pode ser atribuído a variação da temperatura ambiente, isto porque o consumo de água nos meses de inverno é menor do que nos meses de verão. Cobanovic *et al.* (2020) em estudo que avalia a saúde, bem-estar e qualidade de carcaça e carne suína em função das estações do ano, comprovaram que as condições climáticas desfavoráveis afetam negativamente a saúde dos suínos sendo que uma maior ingestão de água nos meses de verão ocorre em função da perda de água devido à evaporação respiratória.

Figura 37 – Relação entre geração de dejetos matriz⁻¹ e temperatura



Sazonalidade avaliada: **Período I** – corresponde aos meses de janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2019; **Período II** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2019; **Período III** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2019 e janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2020; **Período IV** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2020; **Período V** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2020.

Nota: A linha pontilhada corresponde à média móvel para um período de 30 dias.

A partir do acompanhamento da geração de efluentes Figura 37 é possível verificar que a sazonalidade é um parâmetro que tem influência direta, sendo as condições climáticas são fatores que também impactam no consumo de água das granjas. O volume de água ingerida associada às condições climáticas influenciam na quantidade de urina produzida diariamente pelos suínos conforme observado por Brumm (2006) e Babot *et al.* (2011).

No entanto, apresenta alta variabilidade conforme relatado por Steinmetz *et al.* (2009), que observaram diferenças no comportamento de metais no dejetos suíno, porém, estas diferenças não apontaram um comportamento linear em função da sazonalidade, já que conforme apontado pelos autores esperava-se uma diminuição da concentração dos metais pesados no verão devido ao aumento de consumo de água e consequente diluição do dejetos suíno. Já as concentrações de nutrientes obtidas nos dejetos suínos possuem correlação direta com a nutrição animal (GONZÁLEZ *et al.*, 2017).

De acordo com IN 11/ IMA-SC a oferta anual de nitrogênio, fósforo e potássio a partir da excreção de um animal em sistema de produção UPL é em média 26 kg_{NT} matriz⁻¹ e 8 kg_{PT} matriz⁻¹, 16 kg_K matriz⁻¹. Ao confrontarmos os dados com os valores obtidos neste trabalho, que foram de 19 kg_{NT} matriz⁻¹ e 5 kg_{PT} matriz⁻¹, 8 kg_K matriz⁻¹, é possível verificar uma diferença entre os valores preconizados pela IN 11 e os obtidos neste estudo em função da etapa

de separação via peneira com escovas rotativas, uma vez que os dados utilizados para os cálculos foram coletados após este processo. Essas diferenças correspondem a cerca de 27% na concentração de N, 37% na concentração de P e, 50% na concentração de K em relação ao que preconiza a legislação.

4.2 TRATAMENTO DE DEJETO SUÍNO

A partir do conhecimento do perfil de geração de efluentes da granja o estabelecimento do tratamento desses é fundamental, a complexidade da matriz dos efluentes suínos faz com que a escolha da forma adequada de gerir esses efluentes seja um ponto decisivo para o sucesso do tratamento, por isso o SISTRATES[®] é dividido em módulos que visam o tratamento de parâmetros e frações distintas do dejetos. Nesse sentido, a condução da discussão será realizada em função desses.

4.2.1 Módulo Bio

O primeiro módulo do SISTRATES[®] o Módulo Bio, como já dito anteriormente consiste em uma etapa de SSL e na DA a qual é realizada em dois modelos de biodigestores. Nesta etapa do processo, além da remoção de nutrientes há a conversão do dejetos em biogás, o qual é posteriormente convertido em energia elétrica. A alimentação deste módulo ocorre de forma semi-contínua em um período de 8 horas diárias.

4.2.1.1 Separação Sólido-Líquido (SSL)

O processo de SSL permite a otimização dos substratos que serão direcionados para cada tipo de reator, essa etapa tem início na peneira estática de escovas rotativas, que tem como

finalidade a separação dos sólidos grosseiros, com diâmetro superior ao crivo de 2 mm. Entretanto, os dados de eficiência da peneira não serão apresentados neste trabalho devido à alta variabilidade do efluente e altas vazões de entrada, conseqüentemente os balanços de massa apresentados têm início na entrada do Decantador 1.

O Decantador 1 trabalha com TRH de $1,8 \pm 0,7$ h, uma vez que o tempo de operação diário deste decantador é de 8 h. Os descartes de lodo são programados para ocorrerem durante o período de funcionamento deste reator, neste caso o descarte ocorre com tempo de duração de 5 min em intervalos de 25 min.

Segundo Amaral *et al.* (2016), a etapa de peneiramento tem uma eficiência média na redução dos sólidos voláteis que variam em torno de 6% – 20,5%, em função do tipo de efluente. Dalla Costa *et al.* (2015) avaliaram a eficiência de peneira de escovas rotativas para a remoção de sólidos e nutrientes dos dejetos líquidos suínos, uma peneira com crivos de 2 mm foi utilizada e os resultados obtidos a partir de efluentes de melhoramento genético, terminação e maternidade para remoção de ST foi de 30,7%, 15,4% e 11,3% respectivamente. Devido à alta solubilidade de nutrientes como NAT e K, os autores encontraram baixa eficiência de remoção para esses, quanto aos elementos P e Cu, a maior remoção obtida foi de 12,2% e 19,3%.

A Tabela 7 apresenta o acompanhamento do decaimento de sólidos no decantador após a etapa de peneiramento. É possível verificar que essa etapa apresenta uma alta eficiência na remoção dos ST, de COT e de PT, em torno de $37 \pm 25\%$, $15 \pm 39\%$, e $30 \pm 33\%$, respectivamente. Já parâmetros como NAT apresentaram eficiência inferior, em média de $8 \pm 24\%$. Essas diferenças nas eficiências de separação se dão devido ao fato de que os parâmetros dissolvidos como nitrogênio, acabam permanecendo no líquido, enquanto os materiais sólidos acabam sedimentando, contribuindo no aumento da eficiência de remoção pela SSL (AMARAL *et al.*, 2016).

Tabela 7 – Acompanhamento da série de sólidos, COT, NAT, PT e K na etapa de SSL (Decantador 1) no Módulo Bio

Parâmetros	Entrada	Saída	Eficiência de remoção (%)
ST (g L ⁻¹)	15,43 ± 8,68	9,07 ± 4,12	37 ± 25
SV (g L ⁻¹)	10,61 ± 6,52	5,83 ± 3,24	39 ± 27
SF (g L ⁻¹)	4,72 ± 2,31	3,1 ± 1,07	30 ± 21
COT (mg L ⁻¹)	3694 ± 2065	3053 ± 1945	15 ± 39
NAT (mg L ⁻¹)	1198 ± 383	1051 ± 276	8 ± 24

PT (mg L ⁻¹)	485 ± 393	237 ± 122	30 ± 33
K (mg L ⁻¹)	835 ± 314	638 ± 211	18 ± 18

Vanotti *et al.* (2018) utilizando SSL, por meio de flocculantes de polímero reduziram os teores de NTK e PT em aproximadamente 30% e 70%, em contrapartida, concentrações de NAT e P_{solúvel} não tiveram reduções. Além disso, obtiveram eficiência de remoção de ST de 52,6% e SV de 65,9%, eficiências maiores do que as encontradas neste trabalho, devido a utilização de aditivos químicos e processo de deságue de lodo.

Riaño & García-González (2014) utilizando como metodologia de separação sólido-líquido uma prensa parafuso seguido do processo de coagulação-floculação para o tratamento de dejetos suíno, obtiveram eficiência de remoção de ST e SV de 31,7% e 37,4% respectivamente. Também observaram baixas eficiências na remoção de NTK em sistema de SSL com prensa parafuso, correlacionando eficiência de técnicas de separação mecânica a solubilidade do componente. Estes valores são inferiores aos obtidos neste trabalho, enfatizando o baixo custo da SSL aqui apresentada, em relação às alternativas que utilizam aditivos químicos para auxiliar o processo de separação, o que torna o sistema apresentado mais atrativo.

O sucesso desta etapa de separação é de extrema importância para obter-se melhores resultados na DA, além de prolongar a vida útil dos reatores tipo BLC e CSTR, por exemplo.

O manejo adequado da etapa de SSL é fundamental para o perfeito funcionamento desse sistema, principalmente em virtude de não haver aditivos químicos que auxiliam essa etapa.

Nas Figura 38 e

Figura 39 é possível observar problemas que podem acontecer neste tipo de sistema (decantador) caso o manejo adotado seja ineficiente. Neste caso um problema na bomba de descarte de lodo do Decantador 1, não solucionado por vários dias, causou o assoreamento do mesmo, por um acúmulo maior de SF do que se espera do processo normal, acarretando na necessidade de limpeza deste.

Figura 38 – Acúmulo de sólidos dentro do Decantador 1 devido a problemas com o manejo de lodo



Fonte: fotografia registrada pela autora (2020)

Figura 39 – Esvaziamento do Decantador 1 para limpeza devido ao acúmulo de sólido fixo (SF)



Fonte: fotografia registrada pela autora (2020)

Um balanço de sólidos fixos no decantador 1 foi realizado utilizando as concentrações apresentadas na Tabela 6 e, vazões de $191,1 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ e $177,7 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ correspondentes às vazões de entrada e saída do decantador 1. A partir destes dados foi possível perceber que, o decantador 1 recebe diariamente $0,45 \text{ m}^3_{\text{SF}} \text{ d}^{-1}$. Em função dos dados de saída e simulando a falta de manejo de lodo deste decantador, o acúmulo de SF seria de $0,18 \text{ m}^3_{\text{SF}} \text{ d}^{-1}$, o que resultaria em um completo assoreamento deste decantador em sete meses, caso o manejo de lodo não fosse realizado adequadamente. No entanto, este tempo possivelmente seria menor em função da redução de eficiência que aconteceria ao longo do tempo por falta de descarte de lodo. O mesmo poderia ser feito com ST, haja visto que, o intuito deste decantador é possibilitar que os BLCs trabalhem com substrato adequado ao seu modelo de reator. Neste caso, em um mês o decantador estaria repleto de material sólido.

4.2.1.2 Biodigestão

Após a SSL a fração sólida e líquida são conduzidas a reatores distintos de DA, conforme descrito a seguir.

4.2.1.2.1 Biodigestores de Lagoa Coberta (BLC)

Os reatores do tipo BLC, são responsáveis pela digestão da fração líquida resultante da etapa de SSL. A Tabela 8 apresenta os dados utilizados do dimensionamento dos reatores BLCs, etapa que foi realizada no ano de 2015, bem como, a atual situação dos mesmos.

Tabela 8 – Parâmetros de dimensionamento e monitoramento de reatores BLCs

Parâmetros	Projeto	Operação
Vazão total ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$)	266*	$177,7 \pm 21,1$
TRH (d)	20	$28 \pm 11,05$
COV ($\text{kg}_{\text{SVadic}} \text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$)	1	$0,24 \pm 0,05$
SV ($\text{kg}_{\text{SV}} \text{m}^{-3}$)	20	$6,18 \pm 3,35$
T interna ($^{\circ}\text{C}$)	-	$23,6 \pm 3,44$
Produção de biogás ($\text{N m}^3_{\text{biogás}} \text{d}^{-1}$)	1000	$1293,7 \pm 716,14$
Produtividade ($\text{N m}^3_{\text{biogás}} \text{m}^{-3}_{\text{reator}} \text{d}^{-1}$)	0,2	$0,26 \pm 0,14$
Rendimento ($\text{N m}^3_{\text{biogás}} \text{kg}_{\text{SVadic}}^{-1}$)	0,2	$0,7 \pm 0,57$
Concentração de CH_4 (%)	-	$66,46 \pm 1,63$
Concentração de H_2S (mg L^{-1})	-	$486,15 \pm 483,75$

* Vazão total de alimentação dos BLCs, sendo que esta vazão é dividida igualmente entre os BLC1 e BLC2.

A partir da Tabela 8 é possível perceber que a vazão projetada não foi atingida, primeiramente devido à etapa adicional de SSL que ocorreu após o dimensionamento deste reator e também devido à redução da relação $L_{\text{dejeito}} \text{matriz}^{-1}$ já citada anteriormente. A adição desta etapa possibilitou trabalhar com concentrações menores de sólidos dentro do reator como preconiza Kunz *et al.* (2019) onde afirma que a COV ideal para este tipo de reator varia entre $0,3 - 0,5 \text{ kg}_{\text{SVadic}} \text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ e concentrações de SV menores que $30 \text{ kg}_{\text{SV}} \text{m}^{-3}$.

O projeto dos BLCs conta com mais uma etapa de SSL dentro deles, sendo que no início destes reatores há uma espécie de decantador secundário (Figura 40) o qual permitirá a sedimentação de sólidos que ainda possam passar através do Decantador 1. Este modelo de BLC foi o que facilitou e justificou os altos índices de produtividade e rendimento, além de prolongamento de sua vida útil. Atualmente os reatores BLCs trabalham com uma concentração de SV 69,1% menor do que foi projetado, com uma vazão 27,66% menor, porém, seus dados de produtividade demonstram-se 30% maior com um rendimento 3,5 vezes maior do que foi projetado.

Figura 40 – BLCs em fase de construção, onde é possível visualizar um decantador secundário dentro do próprio biodigestor



Fonte: fotografia registrada pela autora (2016)

A: Vista lateral do primeiro compartimento em formato de cunha dentro do BLC, com tubulação de manejo de lodo concluída; B: Vista frontal de BLC com tubulação de manejo de lodo em construção.

O efeito positivo da SSL em reatores de lagoa coberta, foi estudado por Amaral *et al.* (2016) que avaliaram a influência da estratégia de SSL na produção de biogás, e o presente estudo comprovou que a fração com maior potencial de biogás foi a fração proveniente da etapa de SSL, devido a esta fração ser a que mais apresentava carbono biodisponível para degradação. Esporadicamente o teor de sólidos da manta de lodo da segunda câmara dos reatores BLCs é verificada, o teor de SF apresentou média entre os anos de 2019 a 2020 de $69,8 \pm 24,6 \text{ g kg}^{-1}$, e uma relação SV/ST de $0,46 \pm 0,06$ o que demonstra a conservação deste modelo de reator o qual opera continuamente a 4 anos sem interrupções.

O controle de vazão é imprescindível para qualquer modelo de reator, o manejo do dejetos em períodos chuvosos com já descrito anteriormente foi adotado devido a episódios de altas vazões dentro deste modelo de biodigestor, causando problemas estruturais que poderiam resultar em problemas maiores para a explosão do mesmo. A Figura 41 retrata o que um alto volume de dejetos introduzido neste modelo de reator em um curto espaço de tempo pode causar. Neste caso, o episódio de alto volume de dejetos que entrou nos reatores modelo BLC causaram aumento do nível do reator, ao ponto que chegasse ao nível do solo e esse aumento de nível

resultou em um menor volume de armazenamento de biogás, o que fez com que o biodigestor tivesse suas bordas levantadas do solo.

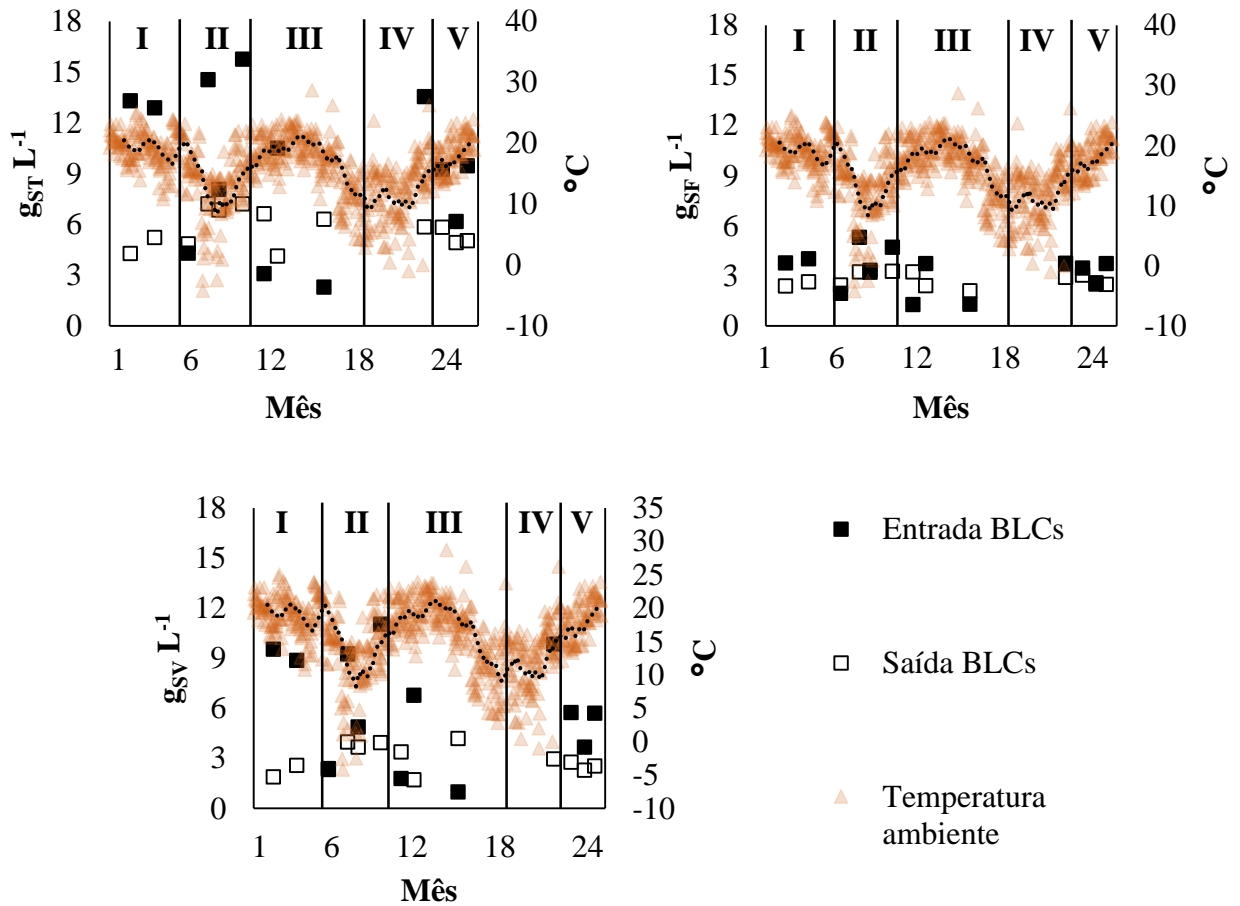
Figura 41 – Incidente em reator BLCs devido ao alto volume de dejetos que entrou no reator em um curto espaço de tempo, o que gerou o levantamento das bordas dos reatores que estavam aterradas no solo.



Nota: a marcação em vermelho indica a faixa onde a geomembrana deveria estar aterrada, e não acima do nível do solo.

A característica do dejetos varia ao longo do ano, devido a fatores ambientais como já discutido, e até mesmo devido a questões nutricionais da dieta dos animais. Isso reflete diretamente na concentração de sólidos, somado a isso a digestão anaeróbia é dependente da temperatura, devido à atividade mesofílica dos microrganismos envolvidos no processo. Com isso a sazonalidade tende a ter influência direta na eficiência da DA, impactando na geração de gás e na qualidade do digestato. Esse impacto pode ser visualizado na flutuação do teor de sólidos na saída dos reatores BLCs ao longo do tempo, conforme Figura 42 abaixo.

Figura 42 – Comportamento das concentrações de sólidos totais, voláteis e fixos na saída dos reatores BLCs em função da sazonalidade



Nota: A linha pontilhada corresponde à média móvel para um período de 30 dias.

Nos meses de inverno (julho, agosto e setembro) durante os anos de estudo, a concentração de SV foi de $3,64 \pm 0,47 g L^{-1}$ enquanto nos meses de verão (janeiro, fevereiro e março) a concentração foi de $3,04 \pm 1,64 g L^{-1}$. Liu *et al.* (2020) utilizando reatores em escala de laboratório, com concentração de ST de $8,04 \pm 0,24 g L^{-1}$ obtiveram percentual de remoção de ST de $43,66 \pm 0,13\%$, uma eficiência similar a observada no presente estudo, uma vez que, em média a eficiência do sistema na remoção de ST foi de $48 \pm 27\%$.

Kunz *et al.* (2005) avaliaram a influência da temperatura ambiente em um reator do tipo BLCs em escala real ($150 m^3$) e observaram que a concentração de SV na saída do biodigestor manteve-se estável ao longo do período estudado, o mesmo comportamento foi observado neste estudo, assim como um leve aumento na concentração de SF nos meses de inverno. Os autores obtiveram uma redução de 78,86% na concentração de SV e de 6,24% de nitrogênio amoniacal. Já os reatores tipo BLCs deste sistema de tratamento apresentaram eficiência de remoção de

COT $62 \pm 24\%$ e de $43 \pm 23\%$ para PT, já o nitrogênio amoniacal tem um incremento devido à mineralização do nitrogênio orgânico à amônia, aumentando a saída desse parâmetro em $36 \pm 42\%$ (Tabela 9). Bareha *et al.* (2018) em estudo para caracterizar e prever a degradabilidade de carbono e nitrogênio orgânico durante a digestão anaeróbia obtiveram um percentual de biodegradabilidade de nitrogênio orgânico a nitrogênio amoniacal de 27%, corroborando com estudos preliminares que apontam que cerca de 43% do nitrogênio orgânico não é biodisponível

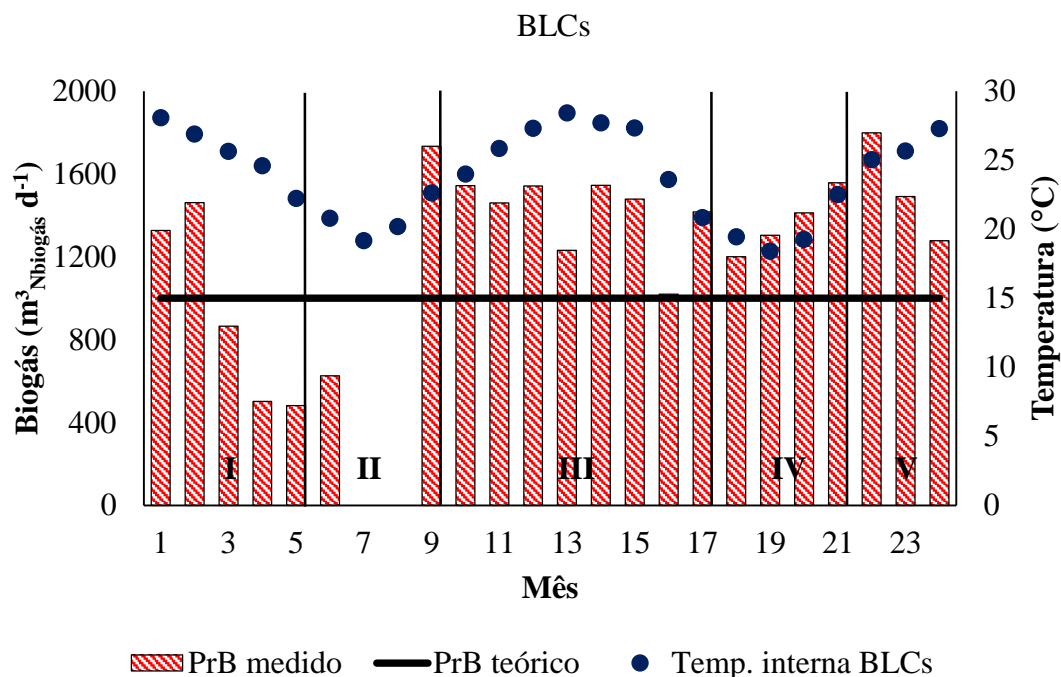
Tabela 9 – Acompanhamento da eficiência de remoção de sólidos e nutrientes nos reatores

BLCs

Parâmetros	Entrada	Saída	Eficiência (%)
ST (g L ⁻¹)	9,07 ± 4,12	5,71 ± 1,07	48 ± 27
SV (g L ⁻¹)	5,83 ± 3,24	2,94 ± 0,82	59 ± 24
SF (g L ⁻¹)	3,1 ± 1,07	2,77 ± 0,4	27 ± 30
COT (mg L ⁻¹)	3053 ± 1945	1174 ± 564	62 ± 24
NTK (mg L ⁻¹)	1394 ± 314	1406 ± 352	2 ± 32
NAT (mg L ⁻¹)	1051 ± 276	1315 ± 91	-
PT (mg L ⁻¹)	237 ± 122	192 ± 160	19 ± 23
K (mg L ⁻¹)	638 ± 211	816 ± 390	-

Como já discutido, a temperatura também influencia na recuperação de biogás em reatores BLCs, como pode ser observado na Figura 43. Sendo possível acompanhar o perfil de produção de biogás neste modelo de biodigestor em relação à temperatura ambiente e verificar que os meses quentes têm um incremento na produção de biogás e os meses frios consequentemente uma redução nessa produção.

Figura 43 – Influência da temperatura da biomassa na Produção de Biogás (PrB) nos reatores



Sazonalidade avaliada: **Período I** – corresponde aos meses de janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2019; **Período II** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2019; **Período III** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2019 e janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2020; **Período IV** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2020; **Período V** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2020.

No dimensionamento deste módulo, a produtividade projetada para os reatores BLCs foi de $0,2 \text{ N m}^3_{\text{biogás}} \text{ m}^{-3}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$, o que gera uma produção estimada de biogás diária de $1000 \text{ N m}^3_{\text{biogás}} \text{ d}^{-1}$, conforme pode ser visto na linha do Produção de Biogás (PrB) teórico apresentada na Figura 43 acima. Porém a produção média diária de biogás nos reatores BLCs foi de $1293,7 \pm 716,14 \text{ N m}^3_{\text{biogás}} \text{ d}^{-1}$, $20 \pm 79\%$ acima do valor teórico, podendo ser justificado pela adição da etapa de SSL, conforme estudado por Amaral *et al.* (2016).

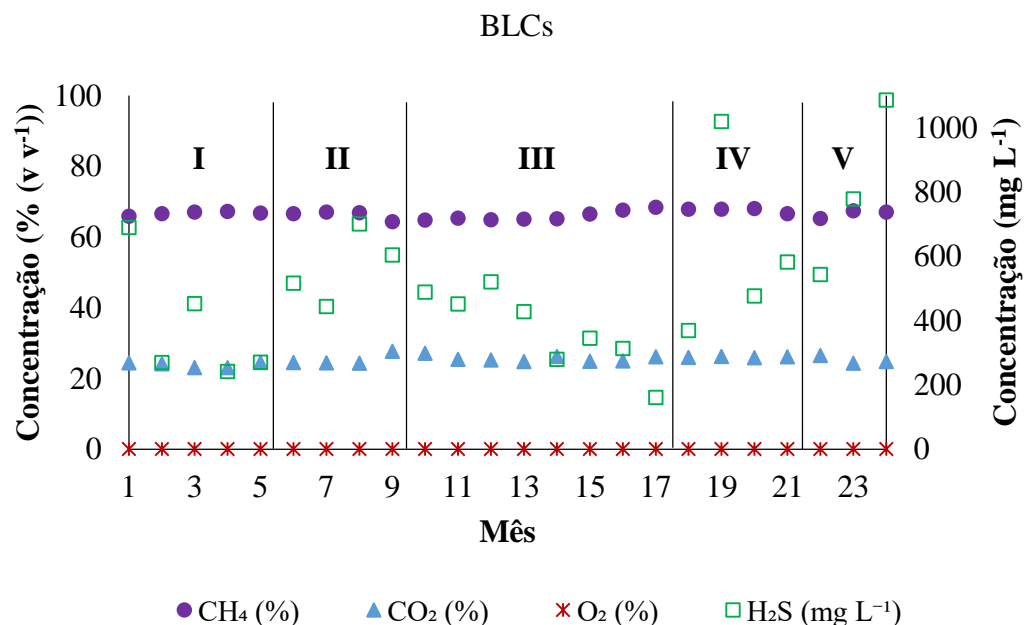
A alta variação na produção média diária de biogás ($716,14 \text{ N m}^3_{\text{biogás}} \text{ d}^{-1}$) ocorreu justamente em meses com baixas temperaturas além da configuração de operação do grupo gerador, o qual não trabalha com vazão constante durante 24h. Os dados de maio e junho de 2019 são justificados por problemas com o grupo gerador, já os dados de julho e agosto de 2019 não se encontram na figura acima devido a problemas com o medidor de vazão de biogás o qual teve que sofrer manutenção.

Chae *et al.* (2008) estudaram a digestão anaeróbia de dejetos suíno em diferentes faixas de temperatura 25°C , 30°C e 35°C , a fim de avaliar o rendimento teórico de biogás e teor de metano. Foram utilizados reatores em escala laboratorial, sendo sua alimentação conduzida em

regime semi-contínuo. Em 30°C o rendimento de metano foi reduzido em apenas 3% em comparação com o rendimento a 35°C, sendo respectivamente 389 mL_{CH₄} g⁻¹_{SVadicionado} e 403 N mL_{CH₄} g⁻¹_{SVadicionado}. Já em 25°C a redução quando comparada a 35°C foi de 17,4% apresentando um rendimento de metano de 327 N mL_{CH₄} g⁻¹_{SVadicionado}. Com isso, este estudo indica que o rendimento de metano não decresce linearmente em função da redução de temperatura, porém apresenta uma redução significativa em uma variação de 10°C.

A concentração de CH₄ no biogás é determinante para a conversão deste em energia, usualmente ela varia entre 55% - 70% (DEUBLEIN & STEINHAUSER, 2008). Na Figura 44 a composição do biogás obtida por este modelo de reator é apresentada.

Figura 44 – Variação da composição de biogás durante o período de estudo nos reatores



Sazonalidade avaliada: **Período I** – corresponde aos meses de janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2019; **Período II** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2019; **Período III** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2019 e janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2020; **Período IV** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2020; **Período V** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2020.

A concentração de CH₄ dos reatores BLCs apresentaram média de 66,46 ± 1,63%, já o teor de CO₂ apresentou média de 24,71 ± 3,56%. Zheng *et al.* (2020) utilizando reatores de escala laboratorial em regime de batelada obtiveram percentual de concentração de metano de 60%, similar ao observado no presente estudo, sendo estes reatores alimentados com dejetos suínos com percentual de SV de 15,85 ± 2,01 g L⁻¹.

Para remoção de H₂S o SISTRATES[®] conta com um sistema de dessulfurização o qual injeta oxigênio na fração gasosa em concentrações que variam entre 0,2 – 1%, através do

biodigestor a fim de promover a oxidação do H₂S a enxofre elementar, por meio da ação de microrganismos que utilizam o S₂⁻ como substrato (HILTON & OLESZKIEWICZ, 1988). Com isso, a concentração de O₂ média foi de 0,89 ± 2,56% e por fim, o teor de H₂S apresentou concentração média de H₂S ao longo do tempo de 486,15 ± 483,75 mg L⁻¹ com valor mínimo de 9,49 mg L⁻¹. O processo de dessulfurização apresentou eficiência média de 88,7 ± 11,2% nos reatores BLCs, levando em consideração para fins de cálculos o valor máximo de média diária observado de 4243,0 mg L⁻¹. Neste ponto cabe a ressalva que processos biológicos de dessulfurização podem reduzir em quase 100% o teor de H₂S, uma vez que ajustados os parâmetros de injeção de O₂ e tempo de residência do biogás (TRB) dentro do biodigestor. Neste estudo, o consumo de biogás não era linear ao longo do tempo. Isto acarretou em grande variabilidade na concentração de H₂S durante o dia, atingindo diferenças de concentrações durante o dia de até 4000 mg L⁻¹.

No entanto, ao observar um episódio isolado onde a falta de energia elétrica fez com que o sistema de dessulfurização fosse interrompido por um período de 24 h, Tápparo *et al.* (2021), no mesmo local de estudo do presente trabalho, observaram um rápido incremento na concentração de H₂S no biogás, passando de 14 mg L⁻¹ para 4388 mg L⁻¹ em um intervalo de tempo de 56 horas. A partir do retorno da energia, em 36 horas a dessulfurização já se encontrava restabelecida. Com isso, alcançou-se a eficiência de remoção de H₂S acima de 98%.

A remoção do H₂S no biogás é um fator determinante para o bom funcionamento do grupo gerador, o qual realiza a conversão do biogás em energia elétrica. Sua presença pode causar desde corrosão de tubulações, quando feitas com materiais inapropriados como aço ou ferro, até a completa destruição de um motor alimentado com este combustível (TÁPPARO *et al.*, 2021).

4.2.1.2.2 *Continuous Stirred-tank Reactor (CSTR)*

O reator CSTR realiza o processo de DA dos lodos resultantes do Módulo Bio e do sólido retido na peneira, o mesmo foi dimensionado em função dos volumes de lodo gerados e suas respectivas caracterizações, a Tabela 10 apresenta a caracterização físico-química dos lodos que alimentam o CSTR.

Tabela 10 – Caracterização físico-química e vazão de alimentação das frações de sólidos e lodos que compõem a alimentação do reator CSTR

Parâmetros	Sólido Peneira*	Lodo Dec. 01*	Lodo BLCs*
ST (g L ⁻¹)	233,67 ± 30,32	38,96 ± 15,13	45,41 ± 27,85
SV (g L ⁻¹)	212,40 ± 24,97	28,69 ± 12,18	27,12 ± 17,57
SF (g L ⁻¹)	24,31 ± 3,49	10,51 ± 3,45	18,31 ± 10,02
NTK (mg L ⁻¹)	6507 ± 968	1267 ± 252	1520 ± 246
PT (mg L ⁻¹)	3041 ± 698	1467 ± 495	3008 ± 704
K (mg L ⁻¹)	953 ± 15	633 ± 55	793 ± 46
Q _{in} (m ³ d ⁻¹)	0,8 ± 0,8**	11,7 ± 5,1***	3,61 ± 3,83****

*Valores médios de 07 amostras compreendendo o período de jan/19 a dez/20; **0,005 Q_{entrada-SISTRATES®};

0,07 Q_{entrada-SISTRATES®}; *0,02 Q_{entrada-SISTRATES®}.

A vazão de alimentação do reator CSTR corresponde em média a $9,8 \pm 3,9\%$ do volume de alimentação total do SISTRATES®, sendo que este percentual também corresponde ao coeficiente de geração de lodo por m³ de dejetos tratados do Módulo Bio. Das frações de alimentação do CSTR 0,5% foi proveniente dos sólidos retidos na peneira, 7% do lodo retido no Decantador 1 e 2% do lodo retido nos BLCs. Na Tabela 11 são apresentados os parâmetros utilizados no dimensionamento deste reator, bem como as condições atuais de operação.

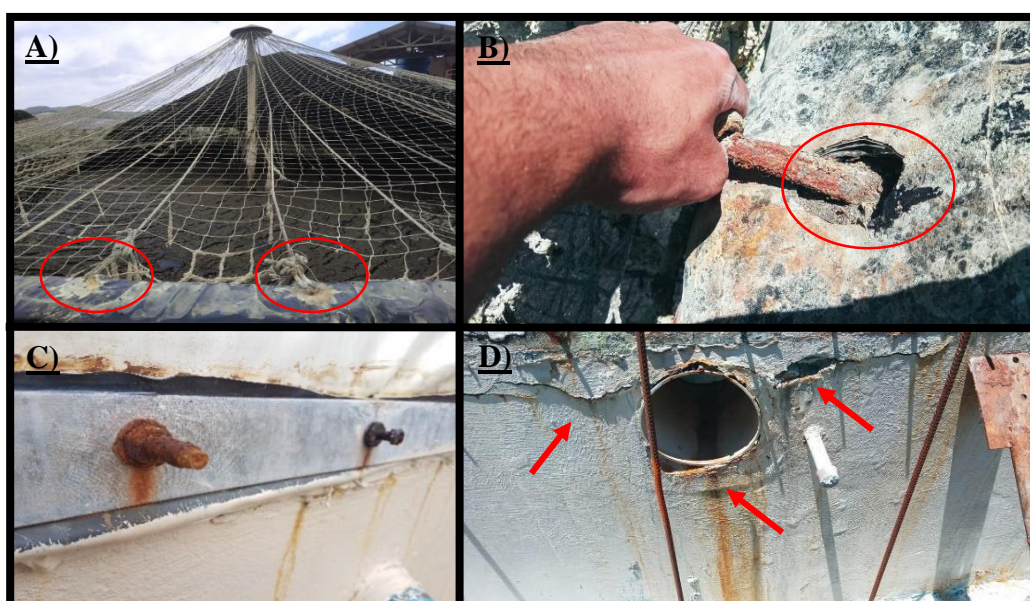
Tabela 11 – Parâmetros de dimensionamento e monitoramento de reator CSTR

Parâmetros	Projeto	Operação
Vazão (m ³ d ⁻¹)	19,58	17,96 ± 4,87
TRH (d)	35	43,19 ± 21,42
COV (kg _{SVadíc} m ⁻³ d ⁻¹)	1,6	1,1 ± 0,33
SV (kg _{SV} m ⁻³)	55,07	43,18 ± 9,1
T interna (°C)	37	34,22 ± 2,9
Produção de biogás (N m ³ _{biogás} d ⁻¹)	560	284,74 ± 130,91
Produtividade (N m ³ _{biogás} m ⁻³ _{reator} d ⁻¹)	0,8	0,41 ± 0,19
Rendimento (N m ³ _{biogás} kg _{SVadíc} ⁻¹)	0,508	0,39 ± 0,21
Concentração de CH ₄ (%)	-	62,49 ± 4,36
Concentração de H ₂ S (mg L ⁻¹)	-	666,50 ± 439,54
V _{útil} (m ³)	700	700

Avaliando a Tabela 11, é possível perceber que a vazão de alimentação atual representa 91,73 % da vazão projetada e a COV 68,75% do que foi projetado, logo, é esperado uma redução na produtividade e rendimento de biogás.

A produtividade no reator CSTR, chegou a 51,25% do teórico com rendimento atingindo 76,77% do projetado isto porque, além do reator não ser alimentado com a concentração de SV dimensionada, há problemas estruturais no reator que podem estar mascarando a medida de biogás produzida (Figura 45).

Figura 45 – Problemas estruturais em reator CSTR como infiltração de biogás em diversos pontos e oxidação de parafusos de fixação



Fonte: fotografia registrada pela autora (2020)

Sendo: A: Infiltração de biogás em pontos de fixação da rede utilizada no processo de dessulfurização; B: Detalhe do ponto de rompimento da geomembrana do reator CSTR; C: Parafusos utilizados na fixação das geomembranas à estrutura de alvenaria oxidados por ação de intempéries e biogás; D: Comprometimento de estrutura de alvenaria devido a infiltração de biogás por furos internos na membrana.

Outro problema que pode vir a ocorrer com este modelo de reator é devido ao manejo de lodo. Na Figura 46 o reator CSTR encontra-se fora de operação com o detalhe do lodo com alta concentração de SF. Neste caso o assoreamento deste reator ocorreu devido a diversos fatores como por exemplo, o mal funcionamento do Decantador 1, que irá refletir também nos BLCs que receberá cargas maiores de SF, que conseqüentemente irão para o CSTR. O agitador do CSTR que passa a ser ineficiente quando o teor de SF aumenta dentro dele, e a falta da prática do descarte de lodo de fundo deste reator também contribuiu para este acúmulo. As boas práticas de manejo de lodo tanto do processo de SSL quanto do processo de DA são imprescindíveis para o bom funcionamento deste módulo.

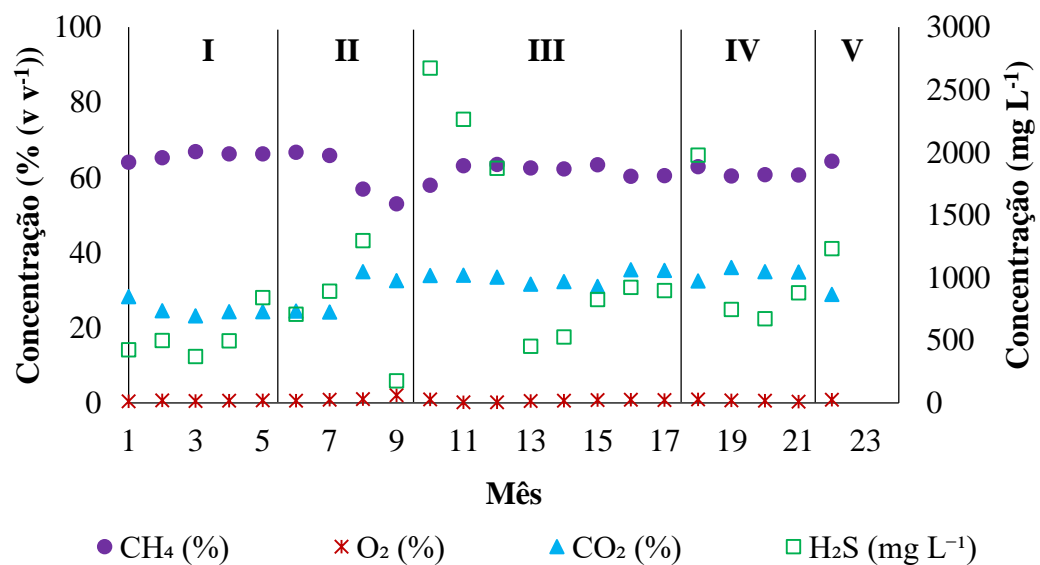
Figura 46 – Esvaziamento do CSTR devido ao alto acúmulo de sólido fixo (SF)



Fonte: fotografia registrada pela autora (2020)

Na Figura 47 a composição do biogás obtida por este modelo de reator é apresentada.

Figura 47 – Variação da composição de biogás durante o período de estudo no reator CSTR



Sazonalidade avaliada: **Período I** – corresponde aos meses de janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2019; **Período II** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2019; **Período III** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2019 e janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2020; **Período IV** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2020; **Período V** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2020.

A concentração de CH₄ do reator CSTR apresentou média de 62,49 ± 4,36%, já a concentração média de CO₂ de 30,22 ± 5,18%. A concentração média de O₂ foi de 0,73 ± 0,56% e por fim, o teor de H₂S apresentou concentração média de H₂S de 666,50 ± 439,54 mg L⁻¹, sendo o valor mínimo obtido de 21,41 mg L⁻¹ e máximo de 2658,85 mg L⁻¹ ao longo do tempo. O processo de dessulfurização apresentou eficiência de 75,1 ± 16,2% no reator CSTR. Uma estratégia adotada para melhorar a qualidade final do biogás do módulo Bio foi, aumentar o TRB do reator CSTR direcionando o biogás gerado neste reator para os BLCs. Tápparo *et al.* (2021) correlacionaram o TRB com a eficiência de dessulfurização, em seu estudo foi possível verificar que o TRB é a condição mais importante para controle de processo.

Lins *et al.* (2020) em reator CSTR com volume útil de 17 L operando com COV de 1 kg_{SV}ad. m⁻³ d⁻¹, TRH de 24 dias e temperatura operacional de 37°C obteve concentrações de metano de em média 47 ± 4,4%. Já Sun *et al.* (2019) em reator CSTR com volume útil de 11 L operando com COV de 3 kg_{SV}ad. m⁻³ d⁻¹ e TRH de 28 dias e temperatura operacional de 37°C obtiveram concentrações de metano média de 64,3 ± 1,83%.

O reator CSTR apresentou eficiência de remoção de ST de 46 ± 21% (Tabela 12), o percentual de remoção de PT foi de 28 ± 16%. Já NTK e K não foram removidos e sim houve um incremento destes elementos. A elevada concentração de NTK no digestato do CSTR pode ser resultado da mineralização do nitrogênio orgânico a nitrogênio amoniacal sendo este percentual de conversão variável em função do substrato e outros parâmetros como TRH. A degradação da fração sólida é outro ponto que influencia diretamente na qualidade do digestato e que vai resultar no aumento da concentração de NTK (Kunz *et al.*, 2009). No entanto, como aqui há um incremento de quase 100% deve-se considerar que pode ter ocorrido um erro de amostragem do digestato ou ainda na caracterização da alimentação inicial do reator CSTR.

A relação SV/ST do digerido foi em média de 62%, valor dentro da faixa usualmente relatada por outros pesquisadores que varia entre 62-77% (Monlau *et al.*, 2015a; Monlau *et al.*, 2015b).

Tabela 12 – Acompanhamento da eficiência de remoção de sólidos e nutrientes no reator CSTR

Parâmetros	Entrada*	Saída	Eficiência (%)
ST (g L ⁻¹)	51,16 ± 16,3	27,67 ± 8,93	46 ± 21
SV (g L ⁻¹)	38,32 ± 12,29	17,18 ± 5,31	55 ± 25
SF (g L ⁻¹)	13,17 ± 4,5	10,67 ± 3,71	19 ± 9
NTK (mg L ⁻¹)	1597 ± 179	2935 ± 784	-
PT (mg L ⁻¹)	1656 ± 606	1191 ± 525	28 ± 16
K (mg L ⁻¹)	667 ± 55	848 ± 124	-

*Concentração baseada na relação entre as alimentações de sólido da peneira (6%), lodo do Decantador 1 (72%) e lodo dos BLCs (22%).

4.2.2 Módulo N

O digestato resultante da DA, como apresentado nos itens acima tem um incremento considerável na concentração de nitrogênio amoniacal, devido à degradação de nitrogênio orgânico presente nos dejetos suínos, com isso o tratamento dessa fração para a remoção deste contaminante é fundamental para a segurança ambiental da atividade suinícola. Devido a isso o Módulo N é o responsável pela remoção do nitrogênio presente no digestato dos reatores BLCs, sendo realizado por meio da nitrificação e desnitrificação baseada no processo de MLE modificado, conforme estudado por Bortoli *et al.* (2019).

Assim como os reatores BLCs, os reatores do Módulo N foram dimensionados no ano de 2015 com isso, os parâmetros projetados estão todos acima do que é praticado atualmente, parâmetros como carga aplicada de NAT, requisito de oxigênio entre outros podem ser vistos na Tabela 13.

Tabela 13 – Parâmetros de dimensionamento e monitoramento do Módulo N

Parâmetros	Projeto	Operação
Vazão ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$)	246	$147,32 \pm 19,49$
TRH (d)	12	$15,62 \pm 1,81$
Carga aplicada (NAT) ($\text{kg}_{\text{NAT}} \text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$)	0,304	$0,144 \pm 0,03$
Carga mássica aplicada (NAT) ($\text{kg}_{\text{NAT}} \text{d}^{-1}$)	250	$183,87 \pm 55,96$
Carga aplicada (COT) ($\text{kg}_{\text{COT}} \text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$)	0,293	$0,15 \pm 0,07$
Requisito de oxigênio ($\text{kg}_{\text{O}_2} \text{d}^{-1}$)	1571,1	$1116,6 \pm 426,2$

4.2.2.1 Inoculação do Módulo N

Uma das etapas fundamentais para o sucesso desta tecnologia está na atividade da biomassa responsável pela remoção do nitrogênio. A etapa mais sensível é a nitrificação, em comparação a desnitrificação, devido a isso a partida do Módulo N foi realizada com biomassa nitrificante aclimatada para aumentar a sua atividade a fim de impulsionar a partida do sistema.

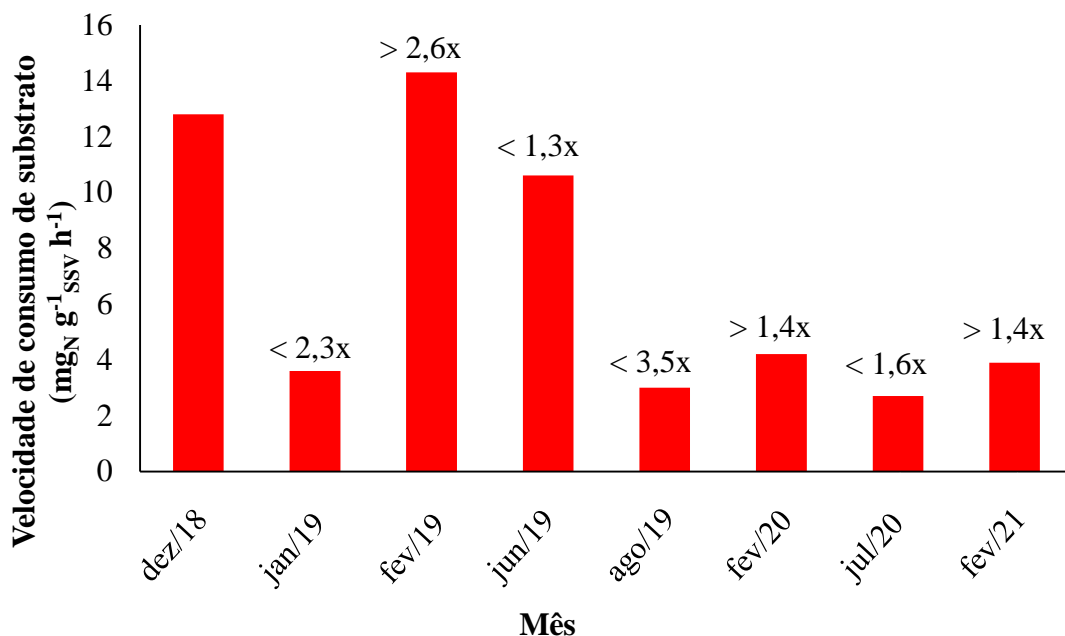
A primeira partida realizada em 2017, contou com o lodo aclimatado conforme descrito por Antes *et al.* (2020). Esse lodo aclimatado utilizado possuía uma velocidade específica de consumo de amônia de $4,2 \text{ mg}_N \text{ g}^{-1}_{\text{SSV}} \text{ h}^{-1}$, sendo que o reator nitrificante levou 165 dias para atingir altas eficiências na redução da concentração de NAT (>98,8%) resultando na concentração na saída abaixo de $20,0 \text{ mg L}^{-1}$ de NAT compatíveis com o padrão de lançamento preconizado pela Resolução CONAMA 430/2011.

Após problemas ocorridos devido ao rompimento da membrana que reveste o tanque nitrificante, o lodo presente neste reator foi acondicionado em outro tanque até os devidos reparos serem concluídos, com isso, em dezembro de 2018 ocorreu a segunda partida do Módulo N. Para essa partida, o lodo nitrificante que ficou armazenado sob aeração, e foi utilizado nesta partida possuía velocidade específica de reação de $13,51 \text{ mg}_N \text{ g}^{-1}_{\text{SSV}} \text{ h}^{-1}$, o que representou uma atividade 3,2 vezes superior à atividade do lodo utilizado na primeira partida, o que influenciou diretamente no estabelecimento do processo, sendo que as concentrações de NAT menores que $20,0 \text{ mg L}^{-1}$ foram atingidas após o 56º dia de operação, ou seja, uma redução de 109 dias no tempo do estabelecimento do processo.

Mannina *et al.* (2016) em reator utilizando mistura de efluente doméstico e sintético obteve taxa específica de consumo de amônia de $2,02 \text{ mg}_N \text{ g}^{-1}_{\text{SSV}} \text{ h}^{-1}$. Já Yao e Peng (2017) em estações de tratamento de águas residuárias na China obteve em média taxa específica de $3,25 \text{ mg}_N \text{ g}^{-1}_{\text{SSV}} \text{ h}^{-1}$, ambos valores inferiores aos obtidos neste trabalho.

Após o estabelecimento do processo o acompanhamento da atividade da biomassa nitrificante, realizado para verificar os níveis de atividade dessa comunidade em relação ao consumo de amônia, conforme apresentada na Figura 48, demonstrou que a taxa específica de consumo de amônia apresenta tendência de comportamento em função da sazonalidade.

Figura 48 – Acompanhamento da atividade da biomassa nitrificante em relação ao consumo de nitrogênio amoniacal



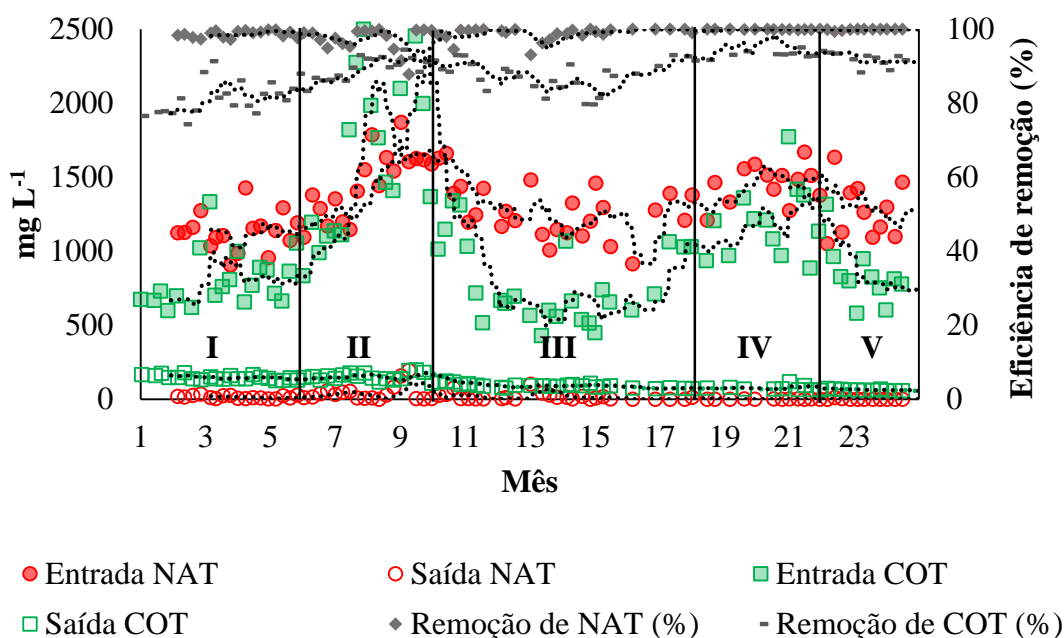
Nota: as indicações de maior (>) e menor (<) é referente à velocidade de consumo da análise anterior.

Esses dados estão correlacionados com a sazonalidade, aumentando sua atividade no verão e reduzindo a mesma no inverno. Xi *et al.* (2018) estudou a distribuição sazonal de microrganismos desnitrificantes e nitrificantes e suas atividades em *wetlands* com elatinoides *Myriolhyllum* para o tratamento de dejetos suínos. Os autores observaram que a maior taxa de potencial de nitrificação ocorreu no período de verão e que, esta taxa está fortemente correlacionada com a quantidade de BOAs, reforçando a influência da sazonalidade em sistema de nitrificação/desnitrificação.

4.2.2.2 Operação e acompanhamento

Após o estabelecimento do processo de remoção de nitrogênio via nitrificação e desnitrificação, foi possível acompanhar que a remoção de NAT demonstrou-se extremamente robusta ao longo do tempo, sofrendo poucas alterações em sua eficiência mesmo com variações na alimentação deste módulo, concentrações de NAT e COT na entrada e saída do Módulo N e suas eficiências de remoção podem ser vistas na Figura 49.

Figura 49 – Acompanhamento da concentração de nitrogênio amoniacal e carbono orgânico no Módulo N



Sazonalidade avaliada: **Período I** – corresponde aos meses de janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2019; **Período II** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2019; **Período III** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2019 e janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2020; **Período IV** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2020; **Período V** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2020.

Nota: A linha tracejada corresponde à média móvel para um período de 30 dias.

Como é possível visualizar na Figura 49 a concentração de NAT na entrada deste módulo sofreu bastante oscilação apresentando média e desvio padrão de $1311 \pm 234 \text{ mg L}^{-1}$, no entanto, mesmo com estas variações a concentração ao final do processo bem como sua eficiência foi mantida a níveis que supre os níveis de lançamento em corpo hídrico, conforme preconiza a Resolução do CONAMA 430/2011, sendo os valores médios obtidos na saída de $9 \pm 13,1 \text{ mg L}^{-1}$ e eficiência de remoção de NAT de $98,7 \pm 2\%$. Oscilações de COT foram ainda maiores no período estudado, a concentração média de entrada foi de $1020 \pm 455 \text{ mg L}^{-1}$. Este

processo apresentou eficiência média de remoção de COT de $88 \pm 6\%$. Já a eficiência média de remoção de NT foi de $76,6 \pm 8,7\%$.

A eficiência de remoção de NAT obtida neste estudo foi similar aos resultados de Viancelli *et al.* (2013) a qual tratava dejetos suíno a partir de um sistema composto por uma unidade de SSL seguida de um reator anaeróbio e um aeróbio, onde obteve eficiência de remoção de 75%. Vanotti *et al.* (2018) utilizando os mesmos princípios de tratamento, primeiramente uma unidade de SSL seguida de tratamento biológico para remoção de NAT via MLE modificado obteve resultado de eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal de 96,5%, demonstrando a robustez dessa tecnologia na remoção de N.

Na Figura 49 é possível verificar uma tendência, tanto a concentração de NAT quanto de COT sofrem aumento principalmente durante os meses de maio, junho, julho e agosto. Isto ocorre devido à influência da temperatura no processo de digestão anaeróbia, para esses períodos, que correspondem aos meses de frio, o que afeta a eficiência do processo anterior e conseqüentemente ocasiona o aumento na concentração da entrada desses parâmetros para o módulo N. A análise estatística dos valores globais das eficiências do sistema em função dos dados de entrada e saída do Módulo N estão apresentadas na Tabela 14 a seguir.

Tabela 14 – Estatística descritiva dos valores globais das eficiências do sistema, em relação as entrada e saída do Módulo N

Est. Desc.	Período	Parâmetros								
		C/N	Consumo de alcalinidade (%)	Remoção de NT (%)	Consumo de COT (%)	Carga Aplicada COT (kg m ⁻³ d ⁻¹)	Carga Removida COT (kg m ⁻³ d ⁻¹)	Carga Aplicada de N-NAT(kg m ⁻³ d ⁻¹)	Carga Removida de NAT (kg m ⁻³ d ⁻¹)	Massa Aplicada de NAT (kg d ⁻¹)
Média	I	0,77 ^b	97,23 ^a	73,43 ^d	81,58 ^d	0,13 ^c	0,10 ^c	0,13 ^c	0,12 ^c	160,71 ^c
	II	1,08 ^a	97,68 ^a	75,84 ^{cd}	89,65 ^{bc}	0,23 ^a	0,21 ^a	0,16 ^{ab}	0,16 ^{ab}	211,21 ^{ab}
	III	0,63 ^b	96,58 ^a	79,85 ^{bc}	87,30 ^c	0,12 ^c	0,11 ^c	0,15 ^{bc}	0,14 ^{bc}	185,23 ^{bc}
	IV	0,80 ^b	92,17 ^b	90,39 ^a	94,66 ^a	0,18 ^{ab}	0,17 ^{ab}	0,18 ^a	0,18 ^a	230,71 ^a
	V	0,63 ^b	92,70 ^b	85,33 ^{ab}	91,70 ^{ab}	0,13 ^{bc}	0,12 ^{bc}	0,16 ^{ab}	0,16 ^{ab}	202,01 ^{ab}
E.P.	I	0,059	0,19	0,98	0,97	0,0091	0,0090	0,0030	0,0031	5,60
	II	0,068	0,72	2,07	0,71	0,019	0,019	0,0062	0,0061	9,28
	III	0,043	0,72	1,73	0,81	0,010	0,010	0,0056	0,0056	7,31
	IV	0,053	0,78	1,28	0,81	0,012	0,012	0,0065	0,0065	8,19
	V	0,066	1,13	1,23	0,57	0,013	0,012	0,0098	0,0097	12,09
Med.	I	0,70	97,20	72,82	81,39	0,12	0,094	0,13	0,13	165,63
	II	0,99	98,92	77,41	90,07	0,22	0,20	0,17	0,17	219,71
	III	0,61	98,03	82,07	87,98	0,10	0,091	0,14	0,14	190,49
	IV	0,75	92,64	90,51	93,39	0,18	0,17	0,19	0,19	240,62
	V	0,65	92,46	84,87	92,16	0,13	0,12	0,15	0,15	192,92
D.P.	I	0,27	0,87	4,60	4,45	0,042	0,041	0,014	0,015	26,26
	II	0,29	2,99	8,77	3,02	0,081	0,079	0,026	0,026	39,38
	III	0,21	3,37	8,63	4,04	0,049	0,048	0,028	0,028	36,55
	IV	0,20	2,59	4,81	3,03	0,046	0,044	0,024	0,024	30,65
	V	0,21	3,38	4,08	1,80	0,040	0,039	0,031	0,031	38,24
Mín.	I	0,46	95,77	64,20	74,37	0,065	0,050	0,10	0,10	110,95
	II	0,73	88,42	59,11	83,35	0,12	0,10	0,11	0,11	126,57
	III	0,30	88,19	64,75	79,73	0,044	0,037	0,08	0,08	102,80
	IV	0,61	88,90	82,84	91,52	0,12	0,11	0,14	0,14	163,53
	V	0,38	87,39	79,31	88,35	0,072	0,064	0,12	0,12	150,77

Continuação da Tabela 14

Est. Desc.	Período	Parâmetros								
		C/N	Consumo de alcalinidade (%)	Remoção de NT (%)	Consumo de COT (%)	Carga Aplicada COT (kg m ⁻³ d ⁻¹)	Carga Removida COT (kg m ⁻³ d ⁻¹)	Carga Aplicada de NAT(kg m ⁻³ d ⁻¹)	Carga Removida de NAT (kg m ⁻³ d ⁻¹)	Massa Aplicada de NAT (kg d ⁻¹)
Máx.	I	1,70	99,13	83,51	91,36	0,27	0,25	0,15	0,15	219,45
	II	1,57	100,00	87,49	94,52	0,36	0,34	0,21	0,19	264,65
	III	1,20	99,83	96,34	93,05	0,25	0,24	0,23	0,23	275,18
	IV	1,43	96,45	100,00	100,00	0,31	0,29	0,22	0,22	272,11
	V	1,11	96,80	92,51	93,71	0,21	0,19	0,21	0,20	267,94
Amp.	I	0,059	0,19	0,98	0,97	0,0091	0,0090	0,0030	0,0031	5,60
	II	0,068	0,72	2,07	0,71	0,019	0,019	0,0062	0,0061	9,28
	III	0,043	0,72	1,73	0,81	0,010	0,010	0,0056	0,0056	7,31
	IV	0,053	0,78	1,28	0,81	0,012	0,012	0,0065	0,0065	8,19
	V	0,066	1,13	1,23	0,57	0,013	0,012	0,0098	0,0097	12,09

Est. Desc.: Estatística Descritiva; E.P.: Erro Padrão = (Desvio Padrão) / (n amostral); Med.: Mediana; D.P.: Desvio Padrão; Mín.: Valor Mínimo; Max.: Valor Máximo; Amp.: Amplitude dos valores.

Nota: Sazonalidade avaliada: **Período I** – corresponde aos meses de janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2019; **Período II** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2019; **Período III** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2019 e janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2020; **Período IV** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2020; **Período V** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2020.

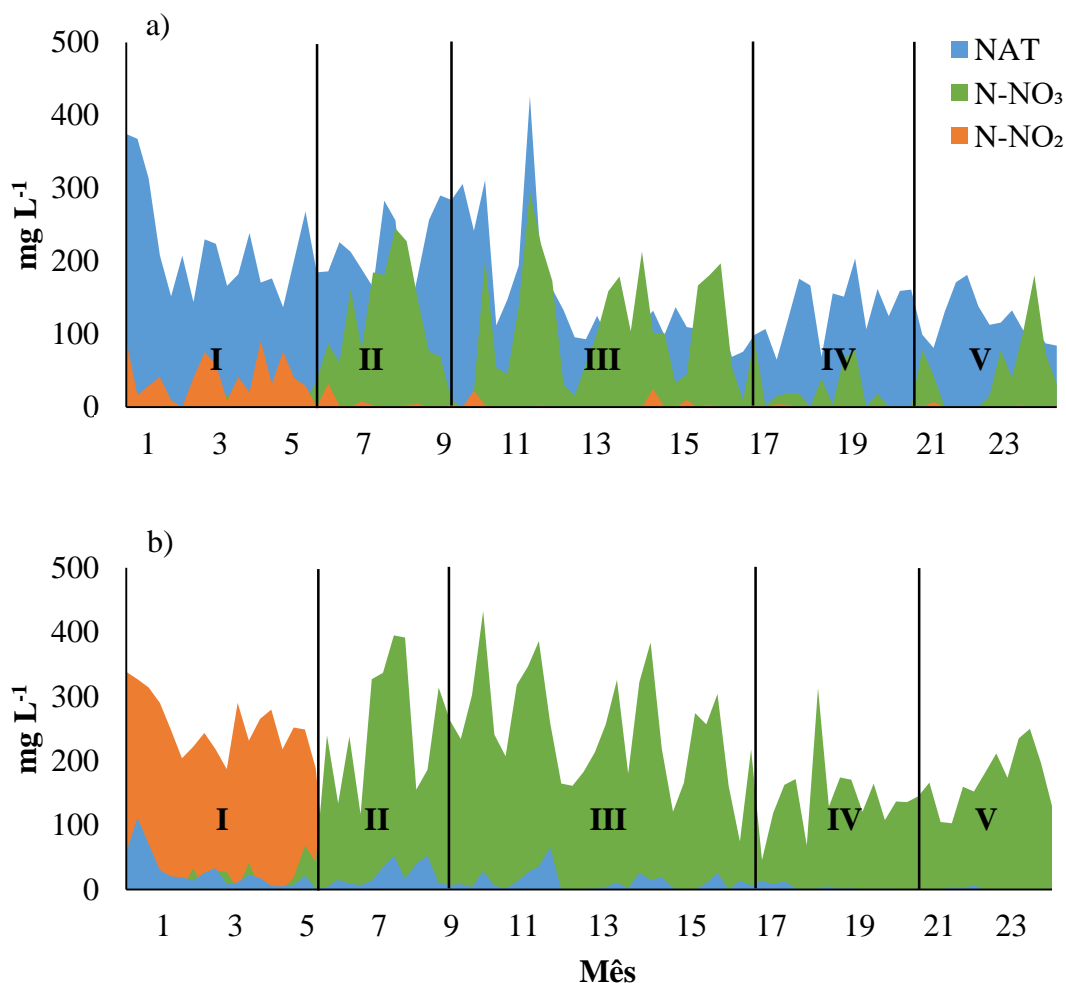
*Letras minúsculas iguais entre as linhas do mesmo parâmetro não diferem estatisticamente pelo teste de Tukey ($p < 0,05$).

A carga aplicada de COT no Módulo N variou de $0,13 \pm 0,04 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (período I) a $0,23 \pm 0,08 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (período II), enquanto a carga aplicada de NAT apresentou variações de $0,13 \pm 0,01 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (período I) a $0,18 \pm 0,02 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (período IV). A relação C/N demonstrou diferença significativa no período II corroborando com a discussão de sazonalidade já abordada no Módulo Bio, assim como a carga aplicada de COT.

A concentração de NAT e sua eficiência de remoção no efluente final foram de $18,50 \pm 32,69 \text{ mg L}^{-1}$ e $98,64 \pm 2,14\%$, respectivamente. Estes parâmetros não apresentam diferença significativa entre os períodos I, III e V (meses com temperatura quente) e II e IV (meses com temperatura fria). Este comportamento era esperado, em função das variações de temperatura que afetam o processo como um efeito cascata das etapas anteriores. Contudo, é possível notar que todos os parâmetros (com exceção do consumo de alcalinidade e remoção de NT) apresentaram diferença estatística entre os períodos I e II. Este comportamento pode estar relacionado ao fato de estes dois períodos serem os períodos iniciais do processo de nitrificação/desnitrificação, onde os reatores demonstraram comportamentos instáveis devido às variações de cargas e adaptação da comunidade microbiana. Isto pode ser observado quando se compara os períodos III, IV e V, os quais não apresentam diferença significativa, mesmo em diferentes estações no ano, o que comprova a robustez do processo de nitrificação e desnitrificação, absorvendo as interferências ambientais não as deixando impactar no sucesso deste tratamento.

Zhang *et al.* (2020) conclui que a adaptação da comunidade microbiana é o ponto chave para a estabilidade do processo de nitrificação/desnitrificação, mesmo que ocorram choques de cargas. Com variação de carga entre $0,553 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ a $0,790 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, o sistema de remoção de nitrogênio baseado em nitrificação, anammox e desnitrificação manteve-se com altos percentuais de remoção de NAT (96%), o que de acordo com os autores foi atribuído ao longo tempo de operação deste sistema (246 dias) e a adaptação da comunidade microbiana dos reatores. Na Figura 50 são apresentados os acompanhamentos das formas nitrogenadas nos reatores desnitrificante e nitrificante.

Figura 50 – Acompanhamento das formas nitrogenadas em reatores desnitrificante (a) e nitrificante (b) no Módulo N



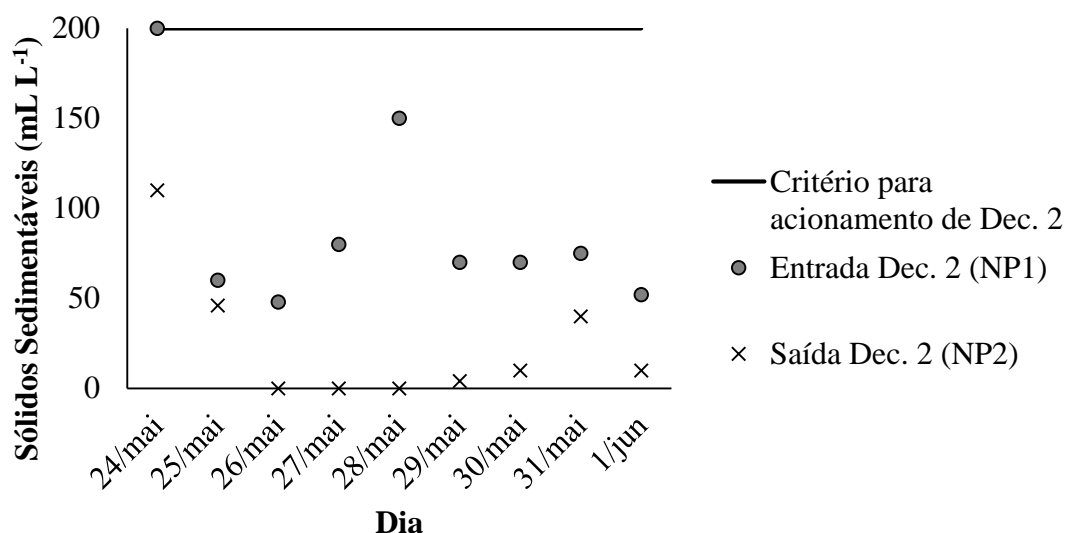
Sazonalidade avaliada: **Período I** – corresponde aos meses de janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2019; **Período II** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2019; **Período III** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2019 e janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2020; **Período IV** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2020; **Período V** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2020.

A partir das imagens de acompanhamento das formas nitrogenadas nos reatores desnitrificante e nitrificante (Figura 50) é possível verificar que nos 5 primeiros meses, o reator desnitrificante (Figura 50a) apresenta alta concentração na entrada e saída de N-NO₂ (45 ± 34 mg L⁻¹), justificado pela saída elevada do reator nitrificante (221 ± 89 mg L⁻¹) (Figura 50b), em decorrência do estabelecimento do processo e estabilização do sistema de remoção de nitrogênio. Após atingir a estabilidade/eficiência as saídas e entradas de N-NO₂, reduzem e é observado um incremento na concentração de N-NO₃, em ambos os sistemas. Para o reator nitrificante o aumento na saída, em média de 220 ± 100 mg L⁻¹, é em função da nitrificação completa estabelecida, já para o reator desnitrificante as saídas mais elevadas, em média de

$6 \pm 19 \text{ mg L}^{-1}$, são justificadas pela baixa concentração de COT, o que compromete a eficiência de desnitrificação.

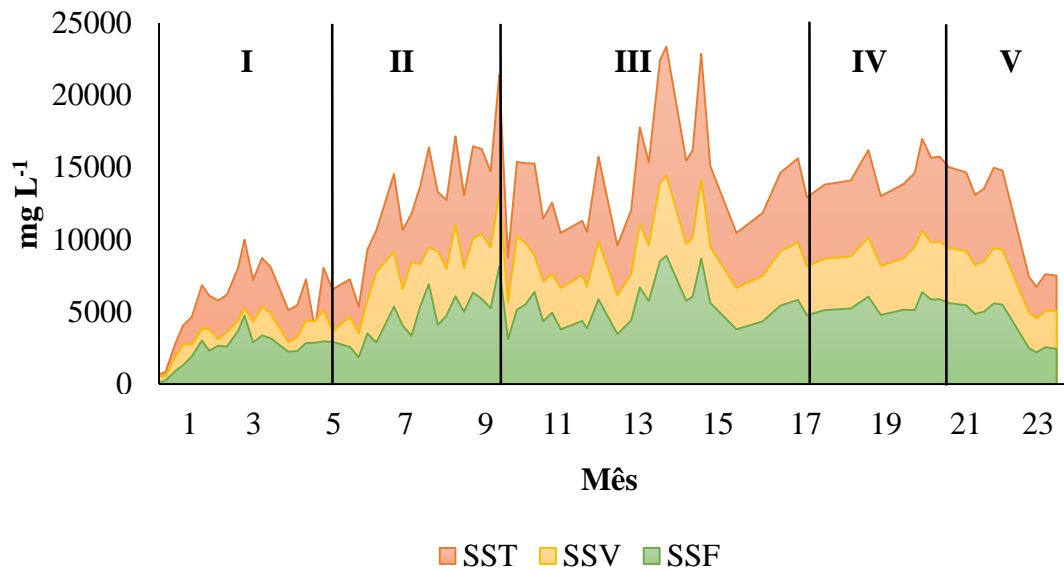
Para controle da concentração de sólidos e carbono no Módulo N, o mesmo conta com um decantador antecedendo os reatores desnitrificante e nitrificante. O critério para acionar este decantador foi baseado no acompanhamento deste módulo ao longo do tempo e, estabeleceu-se que, quando o valor de sólidos sedimentáveis na saída dos reatores BLCs ultrapassassem 200 mL L^{-1} , este decantador seria acionado. É possível verificar esta etapa de SSL respondendo conforme o esperado (diminuindo a concentração de sólidos sedimentáveis na entrada do reator desnitrificante) através da Figura 51.

Figura 51 – Acompanhamento de sólidos sedimentáveis em Decantador 2 em período onde critério de ativação foi atingido



O teor de sólidos suspensos dentro do reator nitrificante variou consideravelmente, entretanto, foi possível atingir níveis altos de remoção, o comportamento destes sólidos pode ser visto na Figura 52.

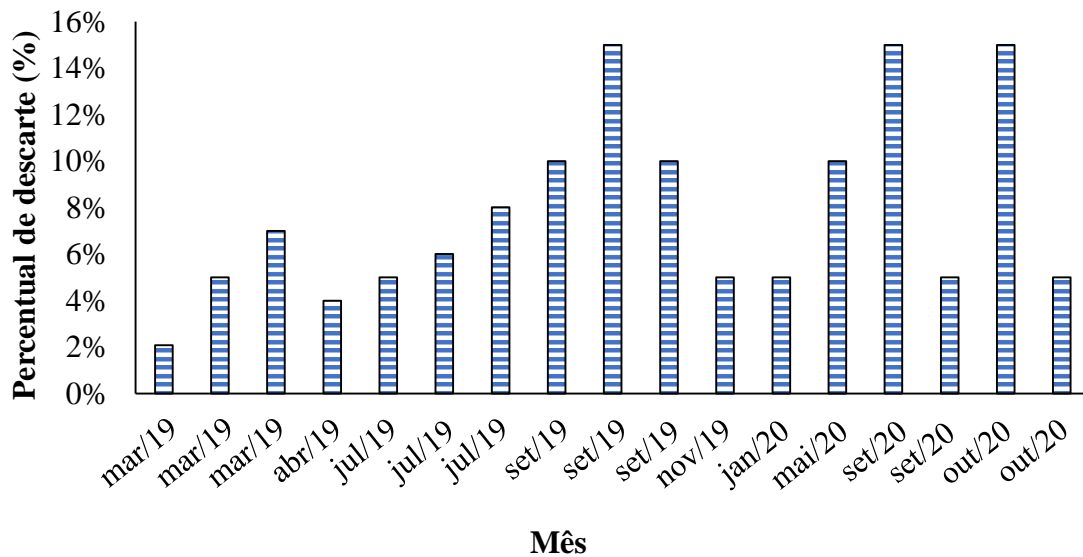
Figura 52 – Perfil de sólidos suspensos dentro do reator nitrificante



Sazonalidade avaliada: **Período I** – corresponde aos meses de janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2019; **Período II** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2019; **Período III** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2019 e janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2020; **Período IV** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2020; **Período V** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2020.

Von Sperling (2007) afirma que a concentração ideal de sólidos voláteis em sistemas de aeração prolongadas seja entre 2000 – 4000 mg_{SSV} L⁻¹. O reator nitrificante trabalhou com concentração média de SSV de 7691 ± 2730 mg_{SSV} L⁻¹, muito acima do que aponta o autor citado anteriormente, sendo que não houve problemas devido a este alto valor de sólidos suspensos voláteis. Já a relação entre sólidos voláteis e sólidos totais (SSV/SST) dentro do reator nitrificante está dentro dos parâmetros apontados por Von Sperling (2007). O reator nitrificante teve como média $0,63 \pm 0,07$, o autor recomenda uma variação entre 0,6 – 0,75, a variação do percentual de descarte de lodo pode ser visualizada na Figura 53.

Figura 53 – Acompanhamento da variação do percentual de lodo descartado no Decantador 3 no Módulo N em função da vazão de alimentação



Durante os anos de 2019 e 2020 o percentual de descarte de lodo do decantador 3 deste módulo variou de 2 a 15%, sendo que o critério para aumento ou diminuição deste percentual foi em função do efluente clarificado da saída deste decantador. Ao longo do tempo percebeu-se que quando o nível de sólidos dentro deste reator ultrapassava a altura de 1,5 metros, este decantador passava a arrastar seu sólido em direção ao próximo módulo. Isto ocorre devido às condições deste decantador serem similares as condições do reator desnitrificante, logo, o lodo depositado ao fundo dele, rico em carbono e nitrato, desnitrificava e flotava, causando arraste de sólidos para o próximo módulo, como pode ser observado na Figura 54. Avaliando a Figura 53 é possível perceber que os maiores percentuais de descarte de lodo ocorreram em meses mais frios, devido ao aumento do teor de sólidos dentro dos reatores.

Figura 54 – Diferentes condições do Decantador 3, comparando o manejo de lodo adequado com a falta de manejo de lodo



Nota: Figura à esquerda, manejo de lodo correto onde o sobrenadante não continha sólido sedimentável; figura à direita, manejo de lodo incorreto com arraste de lodo através do sobrenadante.

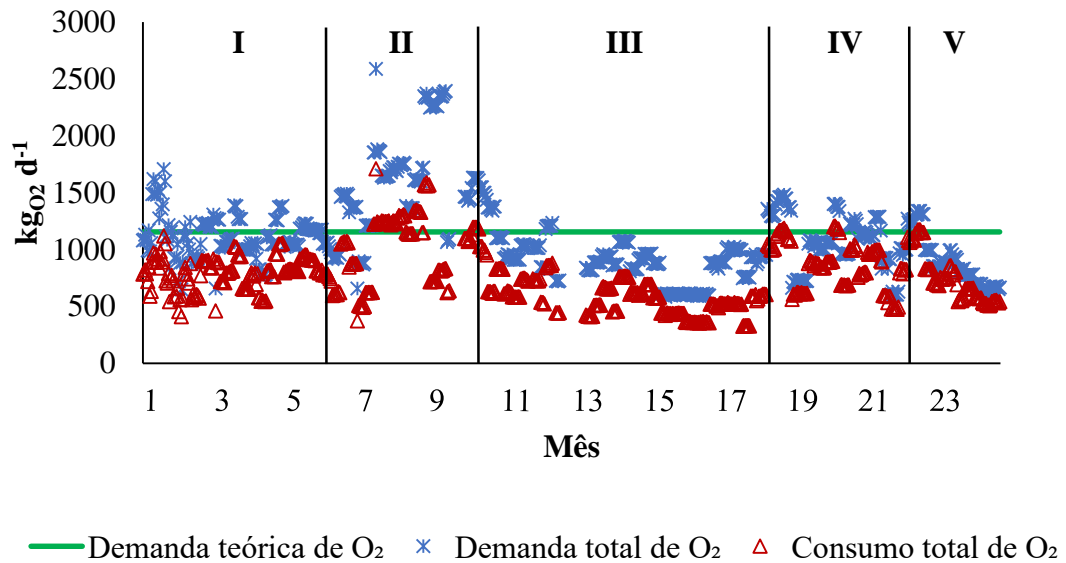
Hollas *et al.* (2019) avaliou o comportamento de um sistema MLE modificado para remoção de nitrogênio de dejetos suínos sob condições de altas concentrações de sólidos. Na primeira fase a concentração de SST foi de $7800 \pm 1300 \text{ mg}_{\text{SSV}} \text{ L}^{-1}$ obtendo um percentual de remoção de NAT de $99,56 \pm 0,92\%$. O sistema foi avaliado com maiores concentrações de SST como na segunda fase com $12500 \pm 740 \text{ mg}_{\text{SSV}} \text{ L}^{-1}$ e na terceira fase com $185000 \pm 1830 \text{ mg}_{\text{SSV}} \text{ L}^{-1}$ as quais obtiveram eficiência de remoção de NAT de $99,13 \pm 1,32\%$ e $96,5 \pm 4,55\%$, respectivamente. Indicando que há a possibilidade de trabalhar com altas concentrações de sólidos suspensos em sistemas MLE modificado.

A alta concentração de sólidos no sistema de nitrificação tem como uma das principais implicações o aumento no consumo de energia, devido ao aumento da necessidade de aeração, em função da dificuldade de transferência de massa e consumo do oxigênio pelos organismos heterotróficos aeróbios que vão atuar na degradação desse material, elevando os requisitos de oxigênio.

Por outro lado, o aumento do tempo de residência desse lodo no sistema reduz os custos com o manejo de lodo excedente, um desafio encontrado em diversos sistemas de tratamento. Durante os anos de 2019-2020 o descarte de lodo do Módulo N foi de $9,0 \pm 5,0 \text{ m}^3_{\text{lodo}} \text{ d}^{-1}$, com percentual médio em função do volume de alimentação entre 2% e 15%.

Os cálculos de demanda e consumo de oxigênio aplicado a este processo são em função das cargas de entrada de COT e NAT no reator nitrificante, conforme descritos pelas Equações 6, 7, 8 e 9 apresentadas anteriormente. A partir do Figura 55 é possível perceber que o consumo total de O_2 ficou na maior parte do tempo de monitoramento abaixo do que foi projetado, assim como a demanda total de O_2 . A demanda de O_2 teórica é de $1155,5 \text{ kg}_{\text{O}_2} \text{ d}^{-1}$ (para carga mássica de NAT de $183 \text{ kg}_{\text{NAT}} \text{ d}^{-1}$) sendo que, a capacidade do sistema de aeração instalado é ainda maior, $2210 \text{ kg}_{\text{O}_2} \text{ d}^{-1}$ o que a partir dos dados possibilita o aumento de vazão neste módulo em função da demanda de O_2 .

Figura 55 – Acompanhamento de demanda e consumo de O₂ em reator nitrificante



Sazonalidade avaliada: **Período I** – corresponde aos meses de janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2019; **Período II** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2019; **Período III** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2019 e janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2020; **Período IV** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2020; **Período V** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2020.

A demanda total de O₂ calculada durante os anos de 2019-2020 apresentou média e desvio padrão de $1116,6 \pm 426,2$ kgO₂ d⁻¹. Com exceção do período de outubro/2019 (10) onde o sistema teve suas vazões de recirculação entre reatores e recirculação de lodo interrompidas por duas semanas devido a problemas operacionais, é possível observar que os picos de consumo de O₂ ocorrem nos meses de inverno, fato este justificável pelo aumento na concentração de COT e NAT nos dejetos suínos e pela queda de degradação de substrato no módulo anterior (Módulo Bio).

O consumo total calculado de O₂ monitorado apresentou média e desvio padrão de $784,3 \pm 307,1$ kgO₂ d⁻¹, o que representa 49,9% da demanda teórica projetada. O valor máximo de consumo de O₂ observado durante o monitoramento do processo foi de 1710,2 kgO₂ d⁻¹ valor menor do que a capacidade máxima do sistema de aeração.

Amand & Carlsson (2012) objetivando estabelecer o controle ideal de aeração no processo de nitrificação em lodo ativado, estudaram como o processo de aeração deve ser controlado para atender os limites de descarga de nitrogênio amoniacal de maneira eficiente em termos de consumo de energia. Os resultados obtidos demonstraram que utilizando um controlador proporcional-integral (PI) de feedback rápido para amônia o consumo energético diminuiria em até 14%, onde a concentração de OD variou entre 0,7 e 1,8 mg L⁻¹, o que

demonstra a importância no controle do processo, uma vez que os custos despendidos com a aeração de sistemas de tratamento de efluentes são elevados, podendo variar entre 30 – 60% dos custos com energia elétrica (ROSSO *et al.*, 2008).

O Módulo N apresentou durante o tempo estudado um gasto energético de 11832 ± 2868 kWh mês⁻¹. Assumindo uma remoção de NAT de $5754,9 \pm 1044,1$ kg_{NAT} mês⁻¹, temos um gasto energético para remoção de amônia de $2,04 \pm 0,26$ kW kg⁻¹_{NAT}, resultando em $2,65 \pm 0,57$ kWh m⁻³_{efluente tratado}. Para fins de cálculo o valor do kWh utilizado, média do ano de 2020 do preço pago pela unidade consumidora em questão (Granja São Roque), foi de R\$ 0,55. Chegando ao custo de energia para remoção de NAT de $1,12 \pm 0,14$ R\$ kg⁻¹_{NAT} ou $1,46 \pm 0,31$ R\$ m⁻³_{efluente tratado} no Módulo N.

Cabe ressaltar que, o consumo energético deste módulo representa $23 \pm 8\%$ da energia gerada pelo Módulo Bio e que o Módulo N não possui nenhum artifício para controle de O₂, o que poderia gerar economia de gasto energético.

Lin *et al.* (2016) em avaliação econômica de diferentes processos para a remoção e recuperação de nitrogênio de águas residuais, chegou a custos de energia para remoção de nitrogênio amoniacal de 1,58 R\$ kg⁻¹_{NAT} em processo convencional baseado na nitrificação/desnitrificação, 1,76 R\$ kg⁻¹_{NAT} em processo anammox e 0,88 R\$ kg⁻¹_{NAT} em rota anaeróbia com troca iônica.

Munasinghe-Arachchige & Nirmalakhandan (2020) em estudo de recuperação de nitrogênio como fertilizante de lodo anaeróbio considerou diversos processos para remoção e recuperação de nitrogênio. O processo via *air stripping* apresentou consumo energético em pré-tratamento e remoção/recuperação de 2,95 kWh kg⁻¹_N, o processo via troca iônica 4,82 kWh kg⁻¹_N, precipitação por estruvita apresentou baixo custo energético, 0,56 kWh kg⁻¹_N, em contrapartida, este processo necessita de 13,24 \$ kg⁻¹_N em produtos químicos, osmose reversa 9,72 kWh kg⁻¹_N e o processo através de membranas de gás permeáveis 0,17 kWh kg⁻¹_N sendo este processo o que menos requer energia para remoção e recuperação de N avaliado, em comparação a esses apresentados.

Desde que se considere um sistema como sendo modular, deve-se ater aos parâmetros que são imprescindíveis para o sucesso do próximo módulo. Neste caso, as concentrações de alcalinidade e nitrogênio amoniacal devem ser reduzidas ao máximo, pois, são interferentes diretos no processo de precipitação química com suspensão de Ca(OH)₂, conforme estudado por Suzin *et al.* (2018) a qual relacionou os baixos níveis de nitrogênio amoniacal e alcalinidade a maiores teores de cálcio.

4.2.3 Módulo P

O módulo P teve sua partida em maio de 2019. O processo inicia-se com a adição de uma suspensão de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 10% (m v^{-1}) ao efluente que entra no Módulo P até atingir o pH de 9,0. De acordo com Fernandes *et al.* (2012) a elevação do pH a 9,0 resulta em remoção de fósforo de 90%.

A partir da relação teórica de Cálcio: Fósforo apresentada por Fernandes *et al.* (2012) de 1,5 é possível comparar os resultados obtidos e verificar se há ou não excesso de suspensão sendo utilizada. Os dados obtidos neste estudo apresentam consumo de suspensão de $4,74 \pm 2,13 \text{ L}_{\text{suspensão}} \text{ m}^{-3}_{\text{efluente}}$, o qual apresentou média de concentração na entrada deste módulo de $61,2 \pm 32,8$, já a relação Ca:P foi de $1,98 \pm 0,89$ a qual está acima da razão molar teórica (1,5), indicando excesso de solução de cal adicionada no efluente.

Esses valores superiores podem ser devido a problemas operacionais, como a falta de calibração do sensor de pH o que resulta em uma resposta mais lenta, falta de manutenção preventiva e limpeza de eletrodo (Figura 56) o que resultaria na sua passivação ou devido ao excesso de alcalinidade no efluente de alimentação, que requisita maior volume de solução.

Figura 56 – Eletrodo passivado em função da falta de limpeza no sensor de pH localizado na

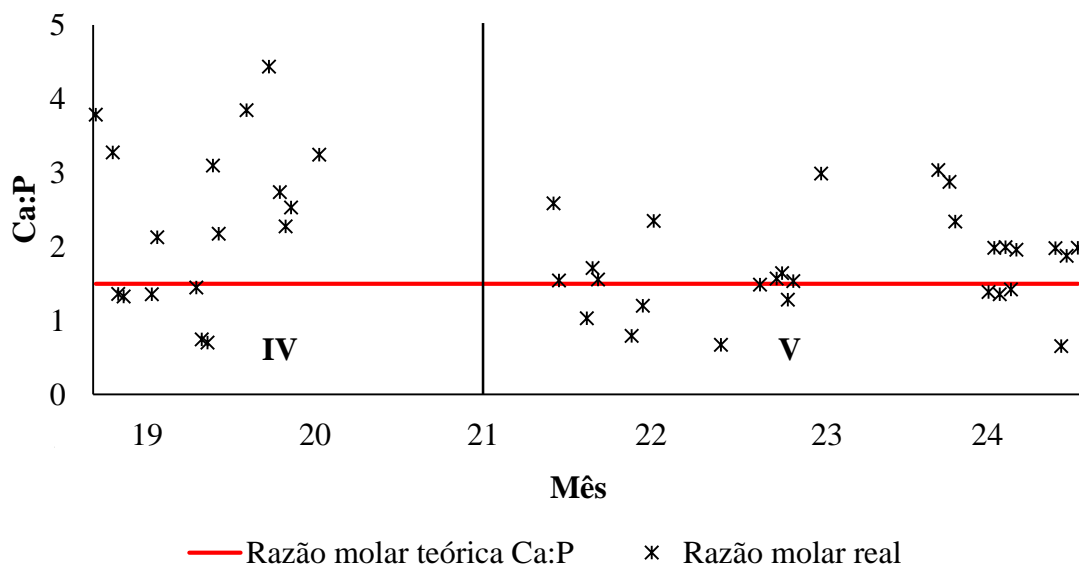
UMR do Módulo P



Fonte: fotografia registrada pela autora (2021)

A Figura 57 apresenta os dados de razão molar teóricos e real nos meses de acompanhamento deste módulo, que apesar de ter iniciado em maio de 2019 só começou a ser monitorado em julho de 2020.

Figura 57 – Acompanhamento de razão molar (Ca:P) em etapa de remoção/recuperação de fósforo no Módulo P



Sazonalidade avaliada: **Período I** – corresponde aos meses de janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2019; **Período II** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2019; **Período III** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2019 e janeiro, fevereiro, março, abril e maio de 2020; **Período IV** – corresponde aos meses de junho, julho, agosto e setembro de 2020; **Período V** – corresponde aos meses de outubro, novembro e dezembro de 2020.

Observando o comportamento da razão molar (Ca:P) neste módulo foi possível verificar que nos meses de julho e agosto houve um maior consumo de solução de cal do que nos meses seguintes, onde a temperatura ambiente é maior. Este fato pode ser percebido como um efeito cascata em decorrência da temperatura ambiente, uma vez que o excesso de alcalinidade e matéria orgânica são os principais fatores para aumento desta relação (VANOTTI *et al.*, 2003; KARUNANITHI *et al.*, 2015). Como já vem sendo observado ao longo de todo o trabalho, há um aumento de concentração de sólidos e nutrientes durante os meses mais frios, os quais ocasionam impactos específicos em cada módulo.

A caracterização do efluente inicial e final do Módulo P pode ser vista na Tabela 15 abaixo, onde deve-se atentar aos valores de alcalinidade neste caso, o único interferente que pode ser causado consumo excessivo de suspensão de cal nesta etapa do processo.

Tabela 15 – Parâmetros de entrada e saída do Módulo P da fração líquida, sendo a saída deste módulo o efluente final tratado pelo SISTRATES®

Parâmetros	Entrada	Saída	Eficiência de remoção (%)
Alcalinidade (mg _{CaCO3} L ⁻¹)	403,8 ± 161,8	346,3 ± 131,9	15 ± 14
COT (mg L ⁻¹)	62,3 ± 4,4	54,8 ± 5,9	12 ± 4
NAT (mg L ⁻¹)	0,38 ± 0,78	0,53 ± 0,47	-
PT (mg L ⁻¹)	61,2 ± 32,8	2,7 ± 1,7	95 ± 4
K (mg L ⁻¹)	680,9 ± 68,1	617,4 ± 72,8	9 ± 6
Ca (mg L ⁻¹)	108,9 ± 70,7	49,0 ± 22,1	45 ± 19

A Resolução CONAMA 357/2005 prevê que para rios de água doce Classe 3 a concentração de PT seja de até 0,05 mg L⁻¹, já a concentração máxima permitida de NAT, em rios com pH ≥ 8,5, é de 1,0 mg L⁻¹. Esporadicamente análises no corpo receptor são realizadas de modo a verificar e monitorar estes parâmetros, com sucesso estas concentrações não ultrapassaram os limites permitidos desde que se iniciou o lançamento deste efluente final em corpo hídrico.

Os dados atuais mostram que se atingiu eficiência de 95% em relação ao fósforo, similar a Suzin *et al.* (2019) em estudo que avaliava a remoção química de fósforo em efluente suinícola com efluente semelhante ao aqui estudado, atingiu eficiência de remoção de P de 92% e obteve efluente com concentração média de P de 4 mg L⁻¹, utilizando as mesmas condições, ou seja, elevação de pH a 9,0 com suspensão de Ca(OH)₂ 10% (m v⁻¹).

A inativação de patógenos através do processo de precipitação química com cal hidratada é uma alternativa atraente que apresentou bons resultados segundo estudo publicado por Viancelli *et al.* (2015). Em estudo com objetivo de avaliar o potencial de remoção de P e inativação de patógenos (*E. coli*, *Salmonella entérica* serovar *typhymurium* e PCV2) na fração sólida geração após a adição de Ca(OH)₂ em efluente suinícola. Elevando o pH a 9,0 a chegaram a quantidade de *E. coli* menores que 10⁴ 100mL⁻¹ quantidade esta recomendada pela legislação da OMS. Esta metodologia apresentou-se biossegura possibilitando o reúso de água para lavagem das granjas. Atualmente o efluente que sai do Módulo P é lançado em corpo hídrico (Figura 58).

Figura 58 – Efluente final e corpo hídrico receptor de efluente final proveniente do SISTRATES®



Fonte: fotografia registrada pela autora (2021)

A: Ponto final onde efluente tratado pelo SISTRATES® é direcionado ao corpo hídrico receptor; B: Corpo hídrico receptor de fração líquida do efluente final do SISTRATES®.

Há pouquíssima literatura relatando o consumo de água para lavação das instalações de granjas suínolas, de acordo com Australian Pork (2016) a quantidade de água utilizada para a lavação das granjas é de em média 26% do consumo total. Em função do dado apresentado no tópico 4.1 o qual apresenta o consumo de água por matriz, estima-se que o total de água utilizada nesta granja para lavação seria de $66,6 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$. O SISTRATES® recupera diariamente $124,47 \pm 27,5 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ na forma líquida, este efluente poderia ser utilizado para a limpeza das baias, por exemplo.

A escassez de água afeta mais de 40% da população mundial e este índice tende a aumentar com o aumento da temperatura global (Cantelle *et al.*, 2018). De acordo com WWAP (2014) 70% do consumo total de água no mundo provém da agricultura, incluindo irrigação, produção e aquicultura. Com o Brasil sendo um dos principais fornecedores do mercado de agrícola e de alimentos do mundo, ressalta-se a importância do tratamento de efluente e reúso de água (Cantelle *et al.*, 2018).

O lodo gerado neste módulo é majoritariamente fosfato de cálcio, este é o segundo subproduto do SISTRATES® o qual apresenta teor de matéria seca de $4,8 \pm 2,1\%$ sua composição química está expressa em base seca e é apresentada na Tabela 16.

Tabela 16 – Características do lodo resultante da fração sólida do Módulo P em base seca

Parâmetro	Concentração , % (m m ⁻¹)
P	5,7 ± 1
K	5,3 ± 9,5
Ca	21,4 ± 6
N	1,7 ± 1,1
C	13 ± 3,6

Esta metodologia de recuperação de fósforo, apresentou um percentual de fósforo no lodo de 5,7%. Vanotti *et al.* (2003) em estudo similar obteve percentual de fósforo recuperado de 9,0 – 11% com elevações de pH entra 9,2 – 10,0. O mesmo estudo, obteve diferentes percentuais de remoção de P, os quais se mostraram dependentes da concentração de suspensão de Ca(OH)₂ adicionada.

Com o aumento da população e a maior dificuldade em acesso às reservas de fósforo, pesquisadores vêm demonstrando preocupações em relação ao esgotamento das fontes mineradas de fósforo. Algumas previsões estimam que reservas de rocha P economicamente lavráveis podem se tornar escassas em 100 anos, por isso a recuperação de P de águas residuais é uma fonte potencial de fertilizante de valor agrícola e econômico (MELIA *et al.*, 2017; CHILDERS *et al.*, 2011; COOPER *et al.*, 2011; SMIL *et al.*, 2000).

4.3 BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA

4.3.1 Balanço de energia elétrica

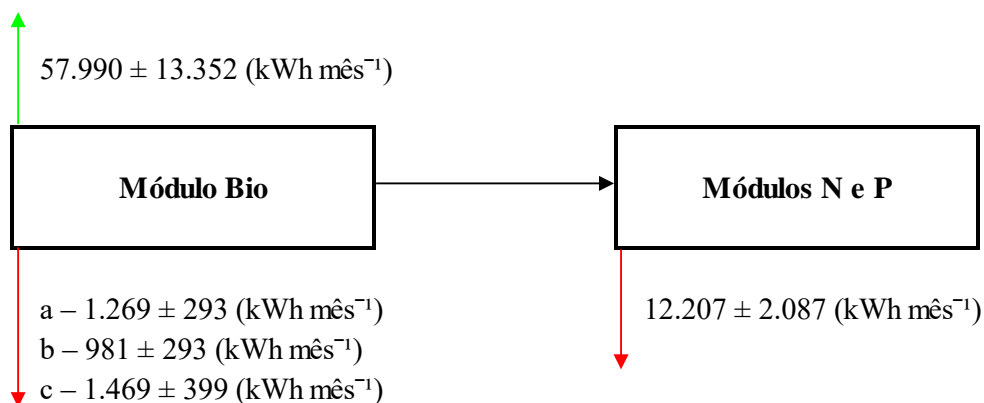
Um importante produto gerado no SISTRATES[®] é o biogás produzido no Módulo Bio que é direcionado ao grupo gerador para conversão em energia elétrica. O biogás apresentou concentração de CH₄ em média 65,2 ± 3,7%, O₂ de 1,1 ± 2,5%, CO₂ de 24,2 ± 3,5% e H₂S de 515,8 ± 561,4 mg L⁻¹. Chae *et al.* (2008) obtiveram resultados similares em relação ao teor de metano em reator CSTR alimentado com dejetos suíno, sua concentração variou entre 62 – 65,3% em função de temperaturas que variaram entre 25 – 30 °C.

Chen *et al.* (2015) em estudo com reator de fluxo pistonado para digestão seca de dejetos suíno com controle de temperatura, observaram influência na concentração de CH₄ em função da temperatura do reator e da concentração de ST, com variação de temperatura entre 18 – 28 °C e variação de ST na alimentação de 20 – 30%, o biogás produzido apresentou teores que variaram de 55 – 75%.

Os dados aqui apresentados são apenas do ano de 2020 devido a problemas com o grupo gerador no ano de 2019 que resultariam em redução de valores não correspondentes com a realidade. No ano de 2020 a produção de biogás diária ficou em média $1537,8 \pm 668 \text{ N m}^3_{\text{biogás}} \text{ d}^{-1}$.

Quanto a geração de energia referente ao ano de 2020 a geração alcançou valores médios diários de $1880,6 \pm 1858,5 \text{ kW d}^{-1}$ o que resultou em dados de conversão de em média $2,32 \pm 2,4 \text{ kW N m}^3_{\text{biogás}}$, o balanço de energia é apresentado na Figura 59.

Figura 59 – Balanço de energia elétrica do SISTRATES[®] por módulo onde, a seta verde representa geração de energia elétrica e a vermelha representa consumo de energia elétrica



Sendo: a) consumo de energia elétrica da bomba que recalca dejetos dos sítios de gestação e maternidade; b) consumo de energia elétrica da bomba que recalca dejetos da creche; c) consumo de energia elétrica da casa da peneira, a qual concentra todos os outros equipamentos do Módulo Bio.

A partir dos dados do balanço de energia apresentados acima, conclui-se que o SISTRATES[®] apresenta requisito energético de $15925 \pm 2201 \text{ kWh mês}^{-1}$, sendo este valor $30 \pm 11\%$ do total gerado pelo sistema.

A crescente demanda por energia elétrica ao nível mundial confirma a importância de sistemas de tratamento de efluente onde há recuperação de energia a partir de resíduos agroindustriais. Cerca de 9% na matriz energética brasileira é resultante da energia renovável que se obtém de biomassa. Segundo a CIAS (2021) o plantel de matrizes suínas alojadas no ano

de 2019 foi de 2.017.645, assumindo os dados apresentados neste trabalho que, cada matriz gera diariamente 0,28 kWh d⁻¹, a capacidade de geração de energia elétrica do setor suinícola brasileiro seria de 565 MWh d⁻¹.

4.3.2 Balanços de massa

Para poder estimar as massas que foram removidas e recuperadas pelo SISTRATES[®], balanços de massa foram realizados. Os cálculos levaram em consideração as vazões reais de cada etapa do processo (Tabela 17).

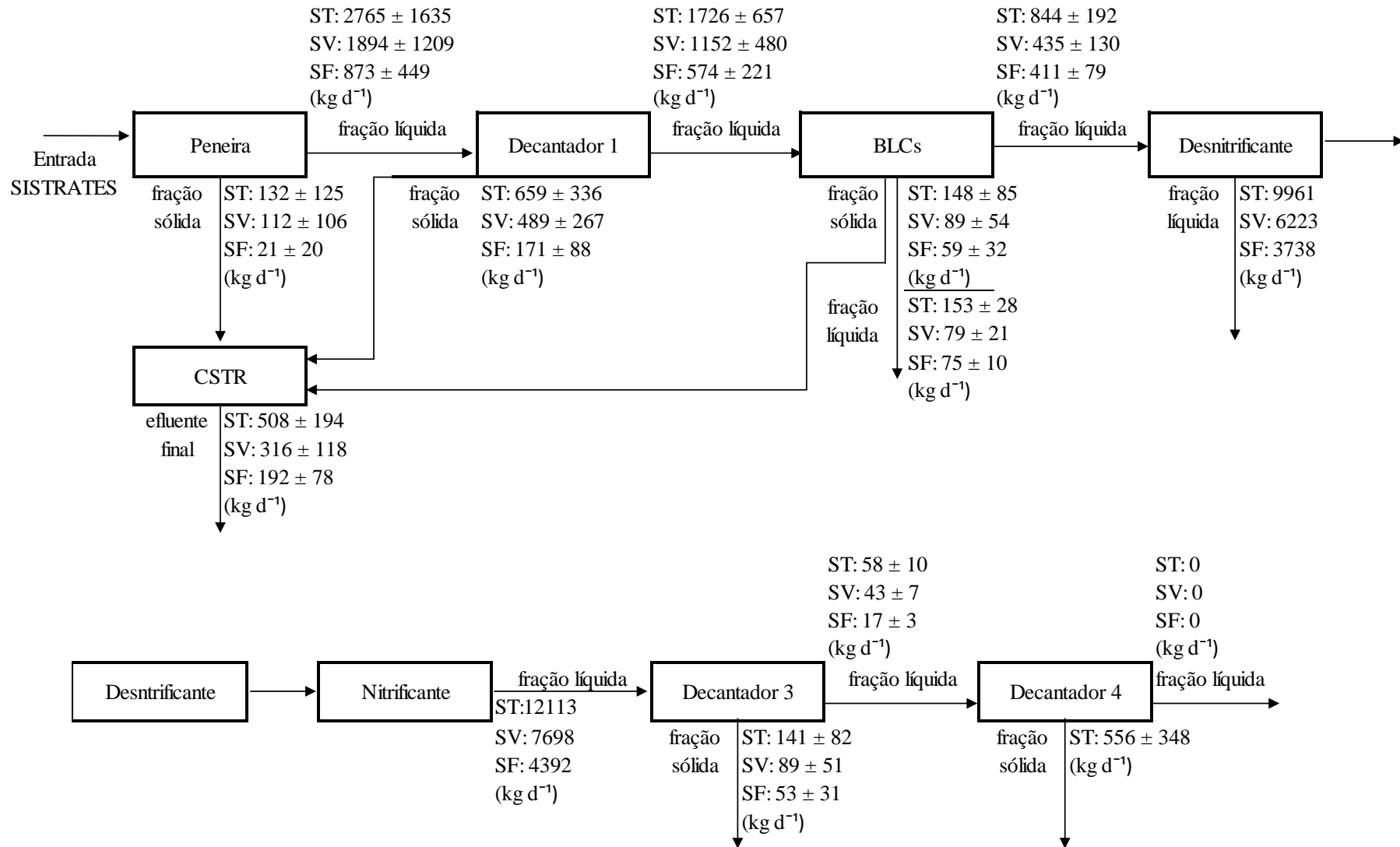
Tabela 17 – Vazões consideradas para realização de cálculos de balanço de massa

Etapa do processo	Vazão (m³ d⁻¹)	Razão	Razão (xQ_{saída-Peneira})
Saída Peneira (fração líq.) (PB1)	191,10	-	-
Saída Peneira (fração sól.) (SPB)	0,85	0,004xQ _{PB1}	0,004
Saída Decantador 1 (fração líq.) (P2B)	177,70	0,930xQ _{PB1}	0,930
Saída Decantador 1 (fração sól.) (LD1)	13,40	0,075xQ _{P2B}	0,070
Saída BLCs (fração líq.) (P3B)	174,09	0,980xQ _{P2B}	0,911
Saída BLCs (fração sól.) (LBB)	3,61	0,021xQ _{P3N}	0,019
Saída CSTR (P4B)	17,86	0,093xQ _{PB1}	0,093
Entrada Módulo N (P1N)	147,32	0,829xQ _{P2B}	0,77
Saída Desnitrificante (P3N)	1109,21	1xQ _{P1N} +5,5xQ _{rec.} +1xQ _{LD3}	-
Saída Nitrificante (P4N)	1109,21	1xQ _{P3N}	-
Saída Decantador 3 (fração líq.) (P5N/P1P)	138,20	0,938xQ _{P1N}	0,723

Saída Decantador 3 (fração sól.) (LD3)	9,02	$0,061 \times Q_{P1N}$	0,047
Saída Decantadores 4 (fração líq.) (P3P)	124,47	$0,900 \times Q_{P5N}$	0,651
Saída Decantadores 4 (fração sól.) (LD4)	13,83	$0,100 \times Q_{P3P}$	0,072

A Figura 60 apresenta o balanço de massa, onde é possível observar o comportamento de ST, SV e SF no sistema de tratamento. Os resultados são expressos em kg d^{-1} .

Figura 60 – Balanço de massa global do SISTRATES®, série de sólidos



Considerando-se $Q_{\text{saída-Peneira(liq.)}}$: 191,1 m³ d⁻¹; $Q_{\text{saída-Peneira(sol.)}}$: 0,85 m³ d⁻¹; $Q_{\text{saída-Dec01(liq.)}}$: 177,7 m³ d⁻¹; $Q_{\text{saída-BLCs(liq.)}}$: 174,09 m³ d⁻¹; $Q_{\text{entrada-Desnitrificante(liq.)}}$: 147,3 m³ d⁻¹; $Q_{\text{lodo-Dec03(sól.)}}$: 9,02 m³ d⁻¹; $Q_{\text{saída-Dec03(liq.)}}$: 138,2 m³ d⁻¹; $Q_{\text{saída-Dec04(liq.)}}$: 124,5 m³ d⁻¹.

Nota: Para os balanços de nutrientes foi assumido densidade dos sólidos retidos na peneira de 600 kg m⁻³ e restante dos efluentes de 1000 kg m⁻³.

Avaliando primeiramente o balanço de massa do Módulo Bio, é possível observar as eficiências de remoção de SV e acúmulo de SF em cada etapa. O Decantador 1 apresentou eficiência de retenção de ST, SV e SF de 37,6%, 39,2% e 32,2% respectivamente, material este que tem seu descarte em ponto estratégico deste decantador para posterior alimentação do reator CSTR.

Os BLCs recebem por dia 1152 kg d⁻¹ de SV sendo que, a partir do balanço de massa 47,6% desta vazão é digerida e convertida em biogás, o balanço de SF demonstra que diariamente 88 kg de SF ficam retidos do reator, deste valor 59 kg são descartados e direcionados ao CSTR, com isso é possível afirmar que os reatores BLCs possuem um acúmulo de SF 29 kg d⁻¹, o que representa 0,0003% do volume útil dos reatores.

Van Lier *et al.* (2001) em trabalho de revisão sobre novas perspectivas na digestão anaeróbia ressaltou a importância do processo de pré-tratamento, uma vez que por meio destes pré-tratamentos o substrato passa a estar mais biodisponível, otimizando o potencial metanogênico, elevando o grau de degradação e consequentemente diminuindo a quantidade de lodo a ser descartada, prolongando a vida útil destes reatores.

O reator CSTR possui sua alimentação proveniente de três pontos distintos sendo eles, o sólido que fica retido na peneira, o lodo retido no Decantador 1 e o lodo retido nos BLCs. A partir deste balanço de massa é possível verificar que, o reator CSTR recebe diariamente 939 kg de ST, 690 kg de SV e 251 kg de SF. A conversão de SV em biogás neste reator chega a 54,2% enquanto o acúmulo de SF é de 59 kg d⁻¹, o que representa 0,0042% do volume útil do reator.

Fernández *et al.* (2010) em estudo da cinética da digestão anaeróbia mesofílica da fração orgânica de resíduos sólidos urbanos, avaliando a influência da concentração inicial de ST trabalhando com concentrações de 20% e 30% que resultaram em teores de SF de 9,6% e 17,8% respectivamente, com isso os autores observaram que a remoção de matéria orgânica foi 18,8% maior em reator com menor concentração de ST, somado a isso, o rendimento para produção de metano 53% maior em relação ao reator com concentração de ST em 30%, o que também comprovou que a concentração de SF impacta diretamente no rendimento de reatores anaeróbios.

As boas práticas quanto ao manejo de sólidos fixos no reator CSTR irá favorecer a conversão de substrato em biogás bem como aumentar sua vida útil. Para isso, é imprescindível que o sistema de agitação funcione perfeitamente, e que em função deste balanço o manejo do lodo de fundo deste reator seja realizado, como já abordado anteriormente.

Avaliando o balanço global deste módulo, onde a saída são as saídas de ambos os modelos de reatores tem-se, eficiência de remoção de 45,6% de ST, 56,2% de SV e 22,3% SF, sendo que diariamente $844 \text{ kg}_{\text{ST}} \text{ d}^{-1}$, $435 \text{ kg}_{\text{SV}} \text{ d}^{-1}$ e $411 \text{ kg}_{\text{SF}} \text{ d}^{-1}$ são direcionados ao próximo módulo (módulo N).

No Módulo N é possível observar o incremento no teor de sólidos, isto ocorre em função da biomassa presente no meio, é possível observar também que há um aumento no teor de SF dentro deste reator. Este incremento pode ocorrer em função da baixa agitação que ocorre dentro dele. Fazendo com que haja um acúmulo de SF que posteriormente cause arraste para a próxima etapa do processo. O que também é observado para o reator nitrificante, que apresenta aumento no balanço de sólidos, em relação à entrada e saída, sendo o manejo de lodo neste módulo de extrema importância uma vez que, o excesso de lodo dentro do reator nitrificante dificulta a transferência de oxigênio, ocasionando aumento de consumo de energia elétrica.

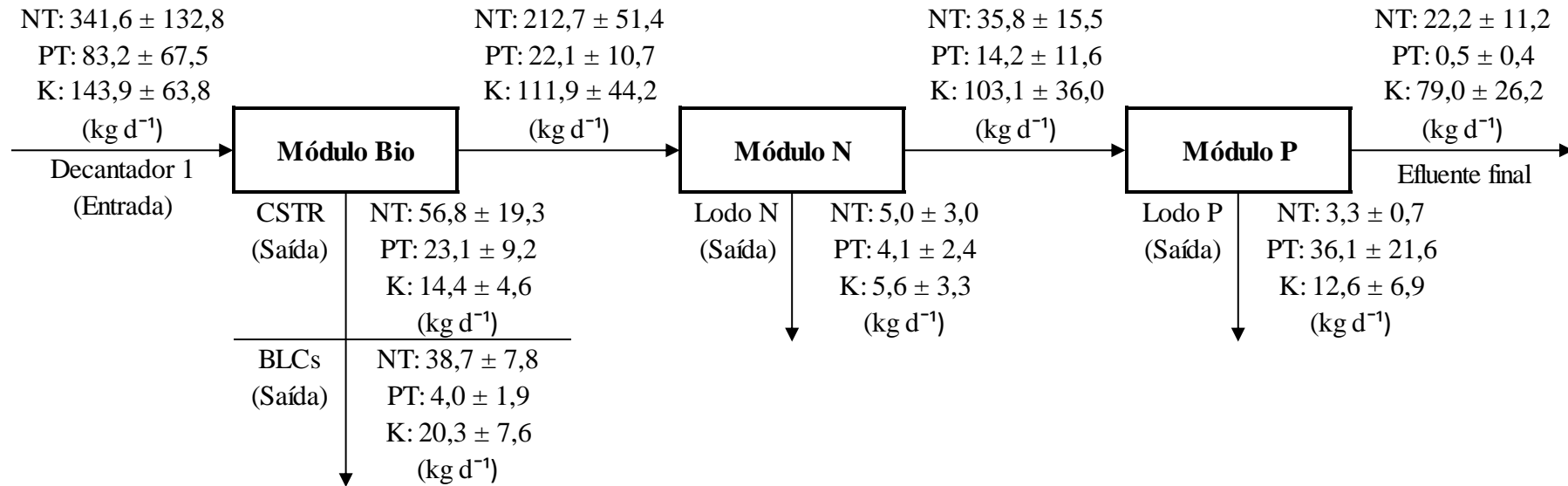
A saída do Decantador 3 possui uma pequena quantidade de sólidos ($0,4 \text{ g}_{\text{ST}} \text{ L}^{-1}$, $0,3 \text{ g}_{\text{SV}} \text{ L}^{-1}$ e $0,1 \text{ g}_{\text{SF}} \text{ L}^{-1}$), demonstrando que tanto a vazão de recirculação quanto a de descarte deste decantador estão ajustadas adequadamente, justificando a necessidade e importância deste decantador para o processo, uma vez que o sucesso do próximo módulo é em função deste. O descarte de lodo deste decantador foi de $141 \text{ kg}_{\text{ST}} \text{ d}^{-1}$, este material é direcionado ao processo de fertirrigação.

O Módulo P recebe uma pequena quantidade de sólidos provenientes do módulo anterior, o processo de precipitação química a partir de uma solução de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ resulta diariamente uma carga de $556 \text{ kg}_{\text{ST}} \text{ d}^{-1}$, lodo composto majoritariamente por fosfato de cálcio.

Por fim, avaliando o fluxo líquido do SISTRATES[®], sem considerar os lodos resultantes do processo, este tipo de tratamento resulta na remoção de aproximadamente 100% dos sólidos provenientes do dejetos suíno bruto.

Os coeficientes de geração de lodo serão apresentados no próximo item deste trabalho. A Figura 61 apresenta o balanço de nutrientes do SISTRATES[®], levando em consideração NT, PT e K.

Figura 61 – Balanço de massa global do SISTRATES®, nutrientes



Considerando-se $Q_{\text{entrada Dec-01(liqu.)}}$: 191,1 m³ d⁻¹; $Q_{\text{CSTR(sol.)}}$: 17,86 m³ d⁻¹; $Q_{\text{saída-BLCs (fertirrigação)(liq.)}}$: 26,77 m³ d⁻¹; $Q_{\text{entrada Módulo N(liq.)}}$: 147,32 m³ d⁻¹; $Q_{\text{lodo Dec03(sól.)}}$: 9,02 m³ d⁻¹; $Q_{\text{efluente final(liq.)}}$: 124,47 m³ d⁻¹; $Q_{\text{lodo Dec04(sól.)}}$: 13,83 m³ d⁻¹.

Nota: Para os balanços de nutrientes foi assumido densidade dos sólidos retidos na peneira de 600 kg m⁻³ e restante dos efluentes de 1000 kg m⁻³.

Diariamente o SISTRATES[®] absorve 342 kg de NT, 83 kg de PT e 144 kg de K. O PT apresenta maior teor de redução em etapas de SSL conforme já discutido anteriormente, enquanto NT e K devido à alta solubilidade apresentam baixas taxas de remoção nas etapas de SSL.

Avaliando este balanço por módulos foi possível perceber que o Módulo Bio foi responsável pela remoção/retenção de 69% do PT sendo que, uma fração de P precipita e fica retida no lodo deste reator. Em contrapartida, a remoção de NT que não é o ponto focal deste módulo, apresentou um percentual de remoção de 10%. O balanço em relação ao K não apresentou eficiência de remoção neste módulo.

O Módulo N, o qual atua principalmente na remoção de nitrogênio, remove diariamente 171,9 kg de NT, isto resultou na remoção de 80,8% de NT da carga que alimenta este módulo. A partir dos balanços no Módulo N é possível verificar que há acúmulo de P e K dentro do Módulo N, o qual ocorre por meio da precipitação desse nutriente, essa precipitação ocorre principalmente no reator desnitrificante, uma vez que o reator nitrificante está sob alta agitação em decorrência do sistema de aeração e assim não permite a sedimentação. A partir dos balanços é possível observar que há um acúmulo diário de 3,8 kg (17%) de P e 3,2 kg (3%) de K.

O último módulo deste sistema de tratamento, o qual atua na remoção de fósforo apresentou eficiências satisfatórias uma vez que, dos 14,2 kg d⁻¹ de PT que entram diariamente neste módulo apenas 0,5 kg d⁻¹ saem na fração líquida. Por fim, as massas resultantes do último lodo deste sistema o qual é visto como fósforo de segunda geração resultam em 36 kg d⁻¹ de P e 13 kg d⁻¹ de K.

Por fim, vale ressaltar que a configuração do SISTRATES[®] consiste em 3 saídas com diferentes direcionamentos. A fração que é utilizada para à prática de fertirrigação compreende a saída do reator CSTR e a fração de lodo descartada do Decantador 3. A fração líquida de saída do Módulo P é direcionada para lançamento em corpo d'água podendo ser reutilizada na granja, e a fração sólida proveniente do Módulo P é insumo para a produção de fertilizantes.

4.4 COEFICIENTES TÉCNICOS

Os coeficientes técnicos deste trabalho foram desenvolvidos e obtidos a fim de extrapolar a unidade onde o SISTRATES® encontra-se atualmente podendo ser empregado em diferentes ciclos de produção, diferentes tamanhos de granjas e diferentes configurações já que há a possibilidade da implementação modular. A Tabela 18 apresenta os principais coeficientes obtidos com este trabalho considerando o plantel de matrizes alojadas na granja, já a Tabela 19 apresenta os principais coeficientes considerando a vazão de dejetos suíno.

Tabela 18 – Coeficientes técnicos levantados no projeto SISTRATES® levando em consideração o plantel de matrizes alojadas

Coeficiente técnico	Média	Desvio padrão
$m^3_{\text{lodo}} \text{ matriz}^{-1} \text{ d}^{-1}$ (Módulo Bio)	0,0025	0,0009
$m^3_{\text{lodo}} \text{ matriz}^{-1} \text{ d}^{-1}$ (Módulo N)	0,0015	0,0007
$m^3_{\text{lodo}} \text{ matriz}^{-1} \text{ d}^{-1}$ (Módulo P)	0,0021	0,0003
$N \text{ m}^3_{\text{biogás}} \text{ matriz}^{-1} \text{ d}^{-1}$	0,21	0,11
$\text{KWh}_{\text{gerado}} \text{ matriz}^{-1} \text{ d}^{-1}$	0,28	0,27
$\text{KWh}_{\text{consumido}} \text{ matriz}^{-1} \text{ d}^{-1}$ (Módulo Bio)	0,018	0,003
$\text{KWh}_{\text{consumido}} \text{ matriz}^{-1} \text{ d}^{-1}$ (Módulo Bio + N + P)	0,077	0,009

Tabela 19 – Coeficientes técnicos levantados no projeto SISTRATES® levando em consideração a vazão de dejetos suíno

Coeficiente técnico	Média	Desvio padrão
$m^3_{\text{lodo}} m_{\text{dejetos}}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (Módulo Bio)	0,098	0,04
$m^3_{\text{lodo}} m_{\text{dejetos}}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (Módulo N)	0,061	0,03
$m^3_{\text{lodo}} m_{\text{dejetos}}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (Módulo P)	0,1	0,02
$N \text{ m}^3_{\text{biogás}} m_{\text{dejetos}}^{-3} \text{ d}^{-1}$	7,65	5,56
$\text{KWh}_{\text{gerado}} m_{\text{dejetos}}^{-3} \text{ d}^{-1}$	10,34	11,14
$\text{KWh}_{\text{consumido}} m_{\text{dejetos}}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (Módulo Bio)	0,68	0,24
$\text{KWh}_{\text{consumido}} m_{\text{dejetos}}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (Módulo Bio + N + P)	2,91	1,14

A partir destes coeficientes é possível estimar, apenas em função do plantel de matrizes alojadas quanto seria a produção de dejetos, facilitando o dimensionamento dos reatores. Estimar

o volume de lodo gerado, ajudando no início do dimensionamento para a tomada de decisão de como proceder com esta fração. Além de possibilitar estimar o volume de biogás produzido no módulo de digestão anaeróbia, conversão de biogás em energia elétrica e por fim, o consumo de energia elétrica necessária em cada módulo, o que auxiliam nos cálculos de viabilidade econômica para a tomada de decisão da implementação de um sistema de tratamento.

4.5 PROJEÇÃO DE OPERAÇÃO EM CAPACIDADE MÁXIMA

Atualmente o SISTRATES® opera com capacidade reduzida em relação as cargas inicialmente projetadas, sendo esta redução decorrente da redução do consumo de água na granja, o que gerou um *deficit* na vazão de alimentação deste sistema de tratamento. A partir dos dados atuais coletados no SISTRATES® foi possível estimar até onde estes reatores poderiam trabalhar em função de suas cargas de trabalho projetadas (Tabela 20).

Tabela 20 – Projeção de aumento de vazão do SISTRATES®

Módulo	Parâmetros	Projeto	Atual	Projeção	
Bio	BLCs	Vazão ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$)	266,0	192,4	263,2
		TRH (d)	19,0	28,0	19,0
		COV ($\text{kg}_{\text{SVadic}} \text{m}^{-3} \text{reator} \text{d}^{-1}$)	1,0	0,24	0,47
	CSTR	Vazão ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$)	19,58	17,96	29,40
		TRH (d)	35,0	43,2	23,8
		COV ($\text{kg}_{\text{SVadic}} \text{m}^{-3} \text{reator} \text{d}^{-1}$)	1,6	1,1	1,6
Desnitrificante		Vazão ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$)	225,0	147,3	225,0
		TRH (d)	2,4	6,7	4,4
		Carga Aplicada ($\text{kg}_{\text{COT}} \text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$)	0,293	0,150	0,233
	N	Vazão ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$)	225,0	147,3	225,0
		TRH (d)	3,0	8,6	5,6
	Nitrificante	Carga Aplicada ($\text{kg}_{\text{NAT}} \text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$)	0,304	0,144	0,231
		Demanda de O_2 ($\text{kg} \text{d}^{-1}$)	1571,1	1096,9	1871,6
	Consumo de O_2 ($\text{kg} \text{d}^{-1}$)	-	767,7	1258,9	

P	Unidade de	Vazão (m ³ d ⁻¹)	225,0	166,0	225,0
	mistura rápida	TRH (min)	2,05	1,61	1,19
	(UMR)	Consumo de solução (L m ⁻³)	8,0	4,7	-
	Unidade de	Vazão (m ³ d ⁻¹)	225,0	166,0	225,0
	mistura lenta (Dec. 4 a/b)	TRH (h)	12,0	10,1	7,5

Avaliando primeiramente os BLCs é possível observar que estes reatores seriam o primeiro desafio quanto a trabalhar com baixo TRH, usualmente os reatores BLCs trabalham com TRHs que variam entre 35 à 40 dias, logo, estes reatores não suportariam hidraulicamente a vazão desejada, além de perderem a eficiência, uma vez que o efluente não permaneça o tempo necessário para degradação de substrato, acarretando o arraste de sólidos para o próximo módulo.

Atualmente este modelo de reator trabalho com 24% da carga projetada, para trabalhar com 100% de sua carga orgânica volumétrica que passaria de 0,24 kg_{SVadíc.} m⁻³_{reator} d⁻¹ para 1,0 kg_{SVadíc.} m⁻³_{reator} d⁻¹, este reator necessitaria de um aumento no volume de alimentação de 54,8%, o que mexeria no regime hidráulico de todo o sistema e impactaria no regime hidráulico do reator CSTR o qual recebe as frações sólidas deste do Módulo Bio. Com base nos parâmetros utilizados no dimensionamento deste reator, o mesmo deve suportar uma carga de no máximo 0,47 kg_{SVadíc.} m⁻³_{reator} d⁻¹, o que resultaria em um incremento de biogás em função apenas do aumento de vazão de dejetos de 36,8%.

O reator CSTR que atualmente recebe 19,58 m³ d⁻¹ passaria a receber 29,4 m³ d⁻¹, para atingir a COV dimensionada, o que resultaria em um TRH de 23,8 dias e COV de 1,6 kg_{SVadíc.} m⁻³_{reator} d⁻¹. Apesar de apresentar TRH menor que o projetado ainda seria apto de incremento uma vez que este tipo de reator pode trabalhar com cargas maiores e TRHs menores conforme estudado e apresentado por Duan *et al.* (2019) e Sun *et al.* (2019) onde apresentaram estudos nos quais reator modelo CSTR trabalharam com sucesso com cargas de 1,9 kg_{SVadíc.} m⁻³_{reator} d⁻¹ e 3,0 kg_{SVadíc.} m⁻³_{reator} d⁻¹ com TRH de 22 e 28 dias respectivamente.

Com isso, neste módulo é possível perceber que há possibilidade de realizar uma progressão de carga em ambos modelos de reatores, o que impactaria/aumentaria na recuperação de biogás de ambos os modelos de reatores.

No Módulo N é de extrema importância que se atente à demanda de O₂, uma vez que o sucesso de todo este processo é determinado pelo suprimento ou não de oxigênio. Com isso,

para determinar até onde a carga deste sistema pode ser elevada, tudo deve partir da demanda de oxigênio e capacidade máxima dos sopradores. Sabe-se que os sopradores possuem capacidade de $2210 \text{ kgO}_2 \text{ d}^{-1}$, estabelecendo um coeficiente de segurança de 15%, a capacidade diária de injeção de oxigênio passaria a ser de $1878,5 \text{ kgO}_2 \text{ d}^{-1}$. Outro parâmetro importante para o sucesso do processo de remoção de nitrogênio via nitrificação/desnitrificação é a alcalinidade. Com a projeção de carga de $0,231 \text{ kg}_{\text{NAT}} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, o requisito de alcalinidade seria em média $4672 \text{ mg}_{\text{CaCO}_3} \text{ L}^{-1}$ enquanto a média de alcalinidade no início deste módulo é de $5376 \text{ mg}_{\text{CaCO}_3} \text{ L}^{-1}$, o percentual de alcalinidade consumida a partir das concentrações atuais seria de 96%, valores já praticados neste sistema. Nos dando segurança a trabalhar com cargas maiores nos reatores nitrificante e desnitrificante.

A partir deste valor é possível determinar em função das cargas projetadas até onde seria possível elevar as cargas atuais dos reatores nitrificante e desnitrificante. A vazão máxima que este módulo suportaria, passaria de $147,3 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ para $225 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ o que não impactaria nos TRHs dos reatores, uma vez que esta foi a vazão de alimentação dimensionada. Ao avaliarmos a carga de COT aplicada ao reator desnitrificante e a carga de NAT aplicada ao reator nitrificante, em função da vazão de alimentação, pré-determinada em função da capacidade dos sopradores, é possível elevá-las em 55,3% e 60,4% respectivamente, resultando em cargas de $0,233 \text{ kg}_{\text{COT}} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ e $0,231 \text{ kg}_{\text{NAT}} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. Com isso, este módulo também apresenta capacidade de aumento de carga dos reatores, sendo este, atrelado a capacidade de aeração do sistema.

Avaliando o último módulo, é possível observar que ao aumentar a vazão de entrada o TRH da UMR é reduzido em 42%, o que pode impossibilitar o aumento de vazão deste módulo. Observando o TRH dos decantadores da unidade de mistura lenta, os mesmos caem para 7,5 horas, quase metade do que foi dimensionado. Porém este valor não é um problema, uma vez que a partir de uma curva de sedimentação (apêndice C) realizada na saída da UMR para avaliar o tempo total necessário para a separação das fases, constatou-se que a partir da 5ª hora de sedimentação a variação do volume é mínima (4%).

Por fim, pode-se dizer que o SISTRATES® se dimensionado de forma correta pode trabalhar com maleabilidade de vazões, uma vez que estudos preliminares sejam feitos, a fim de avaliar separadamente cada etapa do processo e suas limitações. Foi possível observar que, o módulo que apresentou mais riscos e impasses para um incremento de vazão foi o módulo Bio, devido aos volumes de seus reatores.

5 CONSIDERAÇÕES FINAIS

A combinação das operações unitárias que constituem o SISTRATES® demonstrou-se eficaz quanto ao tratamento efetivo de dejetos suíno, uma vez que este sistema atendeu a múltiplos padrões para lançamento de efluente.

Esse processo apresentou altos índices de remoção de sólidos e nutrientes: apresentando aproximadamente 100% de remoção de sólidos, 93,5% de NT, 99,4 % PT. O que possibilita a utilização deste efluente para usos mais nobres do que o lançamento em corpo hídrico, como utilização deste para limpeza de baías e atividade de piscicultura.

A combinação de SSL e digestão anaeróbia com processos com altas taxas de remoção de N e P demonstrou-se autossuficiente energeticamente, uma vez que a energia consumida em todo o sistema representa apenas 30% do que é gerado nele.

Por fim, este estudo determinou coeficientes técnicos que poderão ser utilizados futuramente para viabilizar novos sistemas, tornando possível a visualização de escalabilidade e viabilidade a partir destes coeficientes, como, por exemplo, $N\ m^3_{\text{biogás}}\ \text{matriz}^{-1}\ \text{d}^{-1}$, $\text{kWh}_{\text{consumido}}\ \text{matriz}^{-1}\ \text{d}^{-1}$ entre outros, sendo as diversas tecnologias empregadas neste estudo alternativas viáveis para o tratamento de dejetos suíno.

6 PERSPECTIVAS DE TRABALHOS FUTUROS

Tendo como base os resultados obtidos neste trabalho, as seguintes sugestões podem ser delineadas:

- Estudo de viabilidade para troca de grupo de geração de energia;
- Instalação de controlador de O₂ no reator nitrificante para mensurar a redução do consumo de energia elétrica;
- Realização de estudos para redução de volume e secagem de lodos resultantes dos Módulos Bio, N e P;
- Realização de estudos para aplicação de lodo resultante no Módulo P na cadeia de fertilizantes e ração animal.

REFERÊNCIAS

ABPA – Associação Brasileira de Proteína Animal. **Relatório Anual 2020**. Disponível em: <http://abpa-br.org/wp-content/uploads/2020/05/abpa_relatorio_anual_2020_portugues_web.pdf>. Acesso em: 06 mar. 2020.

AMAND, L.; CARLSSON, B. Optimal aeration control in a nitrifying activated sludge process. **Water Research**, v. 46, p. 2101-2110, 2012.

AMARAL, André C. *et al.* Influence of solid-liquid separation strategy on biogas yield a stratified swine production system. **Journal of Environmental Management**, v. 168, p. 229-235, 2016.

AMARAL, André Cestonaro Do. **Digestão anaeróbia de dejetos suínos: potencial bioquímico de metano e influência de estratégias operacionais**. 2017. 66f. Tese (Doutorado em Engenharia Agrícola) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2017.

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION – APHA. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 22 ed. Washington, DC; American Public Health Association, 2012.

ANDOLE, Ondiba Hesborn *et al.* Optimization of biogas production in dry anaerobic digestion of swine manure by the use of alkalinity index to monitor a prototype cylindrical digester. **Sustainable Energy**, v. 5, p. 32-37, 2017.

ANTES G. F. *et al.* **Aclimação e enriquecimento de biomassa nitrificante usando águas residuárias da suinocultura para partida de reator em grande escala**. Comunicado Técnico 576, 2020.

BABOT, Daniel G. *et al.* Farm technological innovations on swine manure in Southern Europe. **Revista Brasileira de Zootecnia**, v. 40, p. 334-343, 2011.

BAREHA, Y.; GIRULT, R.; JIMENEZ, J.; TRÉMIER, A. Characterization and prediction of organic nitrogen biodegradability during anaerobic digestion: A bioaccessibility approach. **Bioresource Technology**, v. 263, p. 425-436, 2018.

BITTON, G. **Wastewater microbiology**. 3rd. ed. Hoboken: John Wiley & Sons, 2005.

BORTOLI, M.; KUNZ, A.; DE PRÁ, M. C.; DA SILVA, M. L. B.; CÉ, A.; SOARES, H. M. Simultaneous removal of nitrogen and organic carbon from swine wastewater using pre-denitrification/nitrification process. **Ambiente & Água**, v. 14, n. 2, p. 1-10, 2019.

BORTOLI, M. **Partida, operação e otimização de um sistema de nitrificação/desnitrificação visando a remoção de nitrogênio de efluente da suinocultura pelo processo de Ludzack-Ettinger modificado**. 2010. 155f. Dissertação (Mestrado em

Engenharia Química) – Centro Tecnológico Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2010.

BRASIL. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. **Suínos**. Disponível em: <<http://www.agricultura.gov.br/animal/especies/suinos>>. Acesso em: 06 mar. 2020.

BRUMM, Mike. Patterns of drinking water use in pork production facilities. **Nebraska swine report**. Institute of Agriculture and Natural Resources, p. 10-13, 2006.

CÁCERES, R.; MALINSKA, K.; MARFA, O. Nitrification within composting: A review. **Waste Management**, v. 72, p. 119-137, 2018.

CANTREL, K. B. et al. Livestock waste to bioenergy generation opportunities. **Bioresource Technology**, v. 99, p. 7941-7953, 2008.

CAO, Leipeng et al. Effects of temperature and inoculation ratio on methane production and nutrient solubility of swine manure anaerobic digestion. **Bioresource Technology**, v. 299, 2020.

CHAE, K. J.; JANG, A.; YIM, S. K.; KIM, S. The effects of digestion temperature and temperature shock on the biogas yields from the mesophilic anaerobic digestion of swine manure. **Bioresource Technology**, v. 99, p. 1-6, 2008.

CHEN, C.; ZHENG, D.; LIU, G-J.; DENG, L-W.; LONG, Y.; FAN, Z-H. Continuous dry fermentation of swine manure for biogas production. **Waste Management**, v. 38, p. 436-442, 2015.

CHERNICHARO, C. A. DE L. **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias: Reatores Anaeróbios**. 2ª ed. Belo Horizonte: Editora UFMG, 2007.

CHILDERS, D. L.; CORMAN, J.; EDWARDS, M.; ELSER, J. J.; Sustainability challenges of phosphorus and food: solutions from closing the human phosphorus cycle. **Bio Science**, v. 61, p. 117-124, 2011.

CHINI, Angélica. **Desamonificação para o tratamento de digestato de biodigestor de lodos da suinocultura para remoção de nitrogênio**. 2019 133f. Tese (Doutorado em Engenharia Agrícola) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná, 2019.

CHINI; KUNZ, A.; VIANCELLI, A.; SCUSSIATO, L. A.; DIAS, J. R.; JACINTO, I. C. Recirculation and Aeration Effects on Deammonification Activity. **Water, Air, and Soil Pollution**, v. 227, n. 2, 2016.

CIAS – Central de Inteligência de Aves e Suínos. **Estatísticas, desempenho da produção**. Disponível em: <https://www.embrapa.br/suinos-e-aves/cias/estatisticas>. Acesso em: 02 fev. 2021.

COBANOVIC, Nikola et al. The effects of season on health, welfare, and carcass and meat quality of slaughter pigs. **International Journal of Biometeology**. v. 64, p. 1899-1909, 2020.

CONAMA – Conselho Nacional do Meio Ambiente. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências, do Conselho Nacional do Meio Ambiente. Resolução nº 357, 17 de março de 2005. **DOU**: Diário Oficial da União, nº 53, p. 58-63, 18 de março de 2005.

CONAMA – Conselho Nacional do Meio Ambiente. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente. Resolução nº 430, 13 de maio de 2011. **DOU**: Diário Oficial da União, nº 92, p. 89, 16 de maio de 2011.

COOPER, J.; LOMBARDI, R.; BOARDMAN D.; CARLIELL-MARQUET, C. The future distribution and production of global phosphate rock reserves. **Resources, Conservation and Recycling**, v. 57, p. 78-86, 2011.

CÓRDOBA, V. FERNÁNDEZ, M. SANTALLA, E. The effect of different inoculums on anaerobic digestion of swine wastewater. **Journal of Environmental Chemical Engineering**. v. 4, p. 115-122, 2016.

DALLA COSTA, M.; NICOLOSO, R. S.; FEDDERN, V. **Eficiência da peneira de escova rotativa para remoção de sólidos e nutrientes dos dejetos líquidos de suínos**. IV Simpósio Internacional sobre Gerenciamento de Resíduos Agropecuários e Agroindustriais, Rio de Janeiro, 2015.

DE OLIVEIRA, G. B. **Avaliação de duas estratégias de partida em biodigestores do tipo CSTR utilizando lodos de sistemas de tratamento de efluentes da suinocultura**. 2018. 79f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná, 2018.

DE PRÁ, M. C.; BONASSA, G.; BORTOLI, M.; SOARES, H. M.; KUNZ, A. Novel one-stage reactor configuration for deammonification process: Hydrodynamic evaluation and fast start-up of NITRAMMOX[®] reactor. **Biochemical Engineering Journal**, v. 171, 108005, 2021.

DE PRÁ, M. C.; KUNZ, A.; BORTOLI, M.; PERONDI, T.; CHINI, A. Simultaneous removal of TOC and TSS in swine wastewater using the partial nitrification process. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 87, n. 12, p. 1641-1647, 2012.

DEUBLEIN, D.; STEINHAUSER, A. **A biogas from waste and renewable resources: an introduction**. Weinheim: Wiley-CNH, 2008.

DINNEBIER, H. C. F.; MATTHIENSEN, A.; MICHELON, W.; TÁPPARO, D. C.; FONSECA, T. G.; FAVRETTO, R.; STEINMETZ, R. L. R.; TREICHEL, H.; ANTES, F. G.; KUNZ, A. Phycoremediation and biomass production from high strong swine wastewater for biogas generation improvement: An integrated bioprocess. **Bioresource Technology**, v. 332, 125111, 2021.

DUAN, N.; ZHANG, D.; LIN, C.; ZHANG, Y.; ZHAO, L.; LIU, Z. Effect of organic loading rate on anaerobic digestion of pig manure: Methane production, mass flow, reactor scale and heating scenarios. **Journal of Environmental Management**, v. 231, p. 646-652, 2019.

DUBE, P. J.; VANOTTI, M. B.; SZOGI, A. A.; GARCÍA-GONZÁLEZ, M. C. Enhancing recovery of ammonia from swine manure anaerobic digester effluent using gas-permeable membrane technology. **Waste Management**, v. 49, p. 372-377, 2016.

EMBRAPA SUÍNOS E AVES. **Capacitação na geração e utilização de biogás – Modelos de biodigestores**. 2018. Disponível em: <<https://www.embrapa.br/suinos-e-aves/cursos/2018/capacitacao-na-geracao-e-utilizacao-de-biogas-por-meio-de-biodigestores>>. Acesso em: 23 abr. 2020.

FENG, Y.; LU, X.; AL-HAZMI, H.; MAKINIA, J. An overview of the strategies for the deammonification process start-up and recovery after accidental operational failures. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**, v. 16, n. 3, p. 541-568, 2017.

FERNANDES, Gabriela Wendler et al. Chemical phosphorus removal: a clean strategy for piggery wastewater management in Brazil. **Environmental Technology**, v. 33, n. 14, p. 1677-1683, 2012.

FERNÁNDEZ, J.; PÉREZ, M.; ROMERO, L. I.; Kinetics of mesophilic anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste: influence of initial total solid concentration. **Bioresource Technology**, v. 101, p. 6322-6328, 2010.

GHIRARDINI, A; GRILLINI, V; VERLICCHI, P. A review of the occurrence of selected micropollutants and microorganisms in different raw and treated manure – Environmental risk due to antibiotics after application to soil. **Science of the Total Environment**, v. 707, n. 126118, p. 1 -27, 2020.

GIONGO, Adelcio. **Remoção de nitrogênio de efluente suinícola a diferentes relações C/N utilizando-se o processo MLE**. 2016. 63f. Dissertação (Mestrado Engenharia Agrícola). Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavél, 2016.

GONZÁLEZ, A.; AYUSO, D.; PEÑA, F.; MARTÍNEZ, A. L.; IZQUIERDO, M. Effects of gender and diet during the growth and final stage of fattening in Iberian pigs. **Archives Animal Breeding**, v. 60, p. 213-233, 2017.

HE, Liang-Ying *et al.* Discharge of swine waste risks water quality and food safety: Antibiotics and antibiotic genes from swine sources to the receiving environments. **Environment International**, v. 92-93, p. 210-219, 2016.

HILTON, B. L.; OLESZKIEWICZ, J. A. Sulfide-induced inhibition of anaerobic digestion. **Journal of Environmental Engineering**, v. 114, n. 6, p. 1377-1391, 1998.

HJORTH, M.; CHRISTENSEN, K. V.; CHRISTENSEN, M. L.; SOMMER, S. G. Solid-liquid separation of animal slurry in theory and practice. **Sustainable Agriculture Volume 2**, p. 953-986, 2011.

HOLLAS, Camila Ester *et al.* Modified Ludzack-Ettinger system role in efficient nitrogen removal from swine manure under high total suspended solids concentration. **Int. J. Environ. Sci. Technol.** v. 16, p. 7715-7726, 2019.

HOLLAS, Camila E. **Sedimentação como estratégia de separação sólido-líquido e sua influência na remoção biológica de nitrogênio de dejetos suínos**. 2018. 66f. Dissertação (Mestrado Engenharia Agrícola). Universidade Estadual do Oeste do Paraná, 2018.

HUANG, J. C.; SHANG, C. Air Stripping. In *Advanced Physicochemical Treatment Processes*. **Springer Science and Business Media**, p. 47-79, 2006.

HUANG, Weiwei et al. Volatile fatty acids (VFAs) production from swine manure through short-term dry anaerobic digestion and its separation from nitrogen and phosphorus resources in the digestate. **Water Research**, v. 90, p. 344-353, 2016.

JURCZYK, L.; KOC-JURCZYK, J.; MASLON, A. Simultaneous stripping of ammonia from leachate: experimental insights and key microbial players. **Water**, v. 12, n. 2494, 2020.

KARUNANITHI, R.; SZOGI, A. A.; BOLAN, N.; NAIDU, R.; LOGANATHAN, P.; HUNT, P. G.; *et al.* Phosphorus recovery and reuse from waste streams. **Advances in Agronomy**, v. 131, p. 173-250, 2015.

KHANAL, S. K. **Anaerobic biotechnology for bioenergy production: principles and applications**. Ames: John Wiley & Sons, 2008.

KUNZ, A.; STEINMETZ, R. L. R.; RAMME, M.; COLDEBELLA, A. Effect of storage time on swine manure solid separation efficiency by screening. **Bioresource Technology**, v. 100, p. 1815-1818, 2009.

KUNZ, A. Tecnologias de tratamento de efluentes da produção animal. **Simpósio Produção Animal e Recursos Hídricos**. p. 33-45, 2010.

KUNZ, A.; ALBINO, J.; MIELE, M.; BORTOLI, M. **Sustratos: suinocultura com sustentabilidade ambiental e geração de renda**. Concórdia: Embrapa Suínos e Aves, 2011.

KUNZ, A.; DE OLIVEIRA, P. A. V.; HIGARASHI, M. M.; Biodigestor para o tratamento de dejetos de suínos: influência da temperatura ambiente. **Comunicado Técnico 416** (EMBRAPA), Concórdia, 2005.

KUNZ, A.; HIGARASHI, M. M.; OLIVEIRA, P. A.; Tecnologias de manejo e tratamento de dejetos de suínos estudadas no Brasil. **Cadernos de Ciência e Tecnologia** (EMBRAPA), v. 22, p. 651-665, 2005.

KUNZ, A.; FONGARO, G. **Tecnologias para tratamento de efluente da produção animal visando o reúso de água**. In: Julio Palhares. (Org.). *Produção animal e recursos hídricos: Tecnologias para manejo de resíduos e uso eficiente dos insumos*. Ied. Brasília; Embrapa, v. 1, p. 147-163, 2019.

KUNZ, A.; MIELE, M.; STEINMETZ, R.L.R. Advanced swine manure treatment and utilization in Brazil. **Bioresource Technology**, v. 100, p. 5485-5489, 2009.

KUNZ, A.; STEINMETZ, R. L. R.; AMARAL, A. C. **Fundamentos da digestão anaeróbia, purificação do biogás, uso e tratamento do digestato**. Concórdia: Sbera: Embrapa Suínos e Aves, 2019.

KUNZ, A.; STEINMETZ, R. L. R.; BORTOLI, M. Separação sólido-líquido em efluentes da suinocultura. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**. v. 14, n. 11, p. 1220-1225, 2010.

KUNZ, Airton *et al.* **Sistema de Tratamento de Efluentes**. Depositante: EMBRAPA – Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária; UFSC – Universidade Federal de Santa Catarina. BR n° PI 1100464-9 A8. Depósito: 25 de fevereiro de 2011. Concessão: 14 de julho de 2015.

LEDDA, C.; IDÀ, A.; ALLEMAND, D.; MARIANI, P.; ADANI, F. Production of wild *Chlorella* sp. cultivated in digested and membrane-pretreated swine manure derived from a full-scale operation plant. **Algal Research**, v. 12, p. 68-73.

LI, B.; BOIARKINA, I.; YU, W.; HUANG, H. M.; MUNIR, T.; WANG, G. Q.; YOUNG, B. R. Phosphorous recovery through struvite crystallization: Challenges for future design. **Science of the Total Environment**, v. 648, p. 1244-1256, 2019.

LIN, Yanzi; GUO, Miao; SHAH, Nilay; STUCKEY, David C. Economic and environmental evaluation of nitrogen removal and recovery methods from wastewater. **Bioresource Technology**, n. 215, p. 227-238, 2016.

LINS, M. A.; STEINMETZ, R. L. R.; AMARAL, A. C.; KUNZ, A. Biogas yield and productiveness of swine manure for different reactor configurations. **Engenharia Agrícola**, v. 40, n. 6, 2020.

LINS, Marcos Araújo. **Efeito da carga orgânica volumétrica sobre a produção de biogás utilizando-se dejetos suíno em diferentes configurações de reatores anaeróbios**. 2017. 68f. Dissertação (Mestrado Engenharia Agrícola). Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2017.

LIU, G.; WANG, J. Enhanced removal of total nitrogen and total phosphorus by applying intermittent aeration to the Modified Ludzack-Ettinger (MLE) process. **J. Clean Prod.** v. 166, p. 163-171, 2017.

LIU, Y.; LI, Y.; GAN, R.; JIA, H.; YONG, H.; YONG, Y. C.; WU, X.; WEI, P.; ZHOU, J. Enhanced biogas production from swine manure anaerobic digestion via *in-situ* formed graphene in electromethanogenesis system. **Chemical Engineering Journal**, v. 389, p. 1245-10.

LOUGHRIN, J. H.; SZOGI, A. A.; VANOTTI, M. B. Reduction of malodorous compounds from liquid swine manure by a multi-staged treatment system. **Applied Engineering in Agriculture**, v. 22, p. 867-873, 2006.

MAGRÍ, A.; GIOVANNINI, F.; CONNAN, R.; BRIDOUX, G.; BÉLINE, F. Nutrient management from biogas digester effluents: a bibliometric-based analysis of publications and patents. **International Journal of Environmental Science and Technology**, v.14, n. 8, p. 1739-1756, 2017.

MALEKI, E.; BOKHARY, A.; LIAO, B.Q. A review of anaerobic digestion of bio-kinetics. **Environmental Science and Bio/Technology**, v. 17, p. 691-705, 2018.

MEERS, E.; ROUSSEAU, D. P. L.; LESAGE, E.; DEMEERSSEMAN, E.; TACK, F. M. Physico-chemical P removal from the liquid fraction of pig manure as an intermediar step in manure processing. **Water, Air and Soil Pollution**, v. 169, p. 317-330, 2006.

MELIA, Patrick M. *et al.* Trends in the recover of phophorus in bioavailable forms from wastewater. **Chemosphere**, v. 186, p. 381-395, 2017.

METCALF & EDDY, **Wastewater Engineering: Treatment and Reuse**. 4th ed. McGraw-Hill, 2003.

MÉZES, Lili et al. Novel approach on the basis of FOC/TAC method. **Analele Universității din Oradea, Fascicula: Protectia Mediului**, v. 17, p. 713-718, 2011.

MIELE, M., SANDI, A. J., KUNZ, A. HENN, J. D. **Impactos na infraestrutura de transporte na competitividade e nas emissões de gases de efeito estufa das exportações brasileiras de carne suína**. Em: competitividade de cadeias agroindustriais brasileiras. Brasília: EMBRAPA, 2013.

MIELE, M.; KUNZ, A.; CORRÊA, J. C.; BORTOLI, M.; STEINMETZ, R. **Impacto econômico de um sistema de tratamento dos efluentes de biodigestores**. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Agrícola, 40., 2011, Cuiabá. Anais.... Disponível em: <<https://ainfo.cnptia.embrapa.br/digital/bitstream/item/53698/1/Impacto-economico-de-um-sistema-de-trat.pdf>>. Acesso em: 15 abr. 2019.

MIELE, Marcelo et al. Tratamento dos efluente de usinas de biogás. **Revista de Política Agrícola**, Ano XXIV, n. 1, 2015.

MOLLER, H. B.; JENSEN, H. S.; TOBIASEN, L.; HANSEN, M. N. Heavy metal and phosphorus content of fractions from manure treatment and incineration. **Environmental Technology**, v. 28, p. 1403-1418, 2007.

MOLLER, H. B.; SOMMER, S. G.; AHRING, B. K. Separation efficiency and particle size distribution in relation to manure type and storage conditions. **Bioresource Technology**, v. 85, p. 189-196, 2002.

MOLINUEVO-SALCES, B.; RIAÑO, B.; VANOTTI, M.; HERNÁNDEZ-GONGÁLEZ, D.; GARCÍA-GONZÁLEZ, M. C. Pilot-scale demonstration of membrane-based nitrogen recovery from swine manure. **Membrane Technologies for Nutrient Recovery**, 10, 270, 2020.

MONLAU, F.; SAMBUSITI, C.; ANTONIOU, N.; ZABANIOTOU, A.; SOLHY, A.; BARAKAT, A. Pyrochars from bioenergy residue as novel bio-absorbents for lignocellulosic hydrolysate detoxification. **Bioresource Technology**, n. 187, p. 379-386, 2015a.

MONLAU, F.; SAMBUSITI, C.; FICARA, E.; ABOULKAS, A.; BARAKAT, A.; CARRERE H. New opportunities for agricultural digestate valorization: current situation and perspectives. **Energy Environmental Science**, p. 2600-2621, 2015b.

MUNASINGHE-ARACHCHIGE, Srimali P.; NIRMALAKHANDAN, Nagamany. Nitrogen-Fertilizer recovery from the centrate of anaerobically digested sludge. **Environmental Science & Technology Letters**, n. 7, p. 450-459, 2020.

NAGARAJAN, D.; KUSMAYADI, A.; YEN, H-Y.; DONG, C-D.; LEE, D-J.; CHANG, J-S. Current advances in biological swine wastewater treatment using microalgae-based processes. **Bioresource Technology**, v. 289, 121718, 2019.

OLIVEIRA, Paulo Armando Victória de. **Produção e manejo de dejetos suínos**. Concórdia: Embrapa Suínos e Aves, 2002. Curso de capacitação em práticas ambientais sustentáveis. p. 72-90.

PALHARES, Júlio Cesar Pascale *et al.* **Produção animal e recursos hídricos: tecnologias para manejo de resíduos e uso eficiente dos insumos**. Brasília, DF: Embrapa, 2019. p. 147-161.

PENG, Lihong *et al.* A comprehensive review of phosphorus recovery from wastewater by crystallization processes. **Chemosphere**, v. 197, p. 768-781, 2018.

PINTO, M. A. B. *et al.* Aplicação de dejetos líquidos de suínos e manejo do solo na sucessão aveia/milho. **Pesq. Agropec. Trop**, Goiânia, v. 44, n. 2, p. 205-212, 2014.

PNEUMA – Programa das Nações Unidas para o Meio Ambiente. **Cleaner production assesment manual**. Draft, 1995.

RAPTOPOULOU, C. *et al.* Phosphate removal from effluent of secondary wastewater treatment: characterization of recovered precipitates and potential re-use as fertilizer. **Waste Biomass Valor**, v. 7, p. 815-860, 2016.

RIAÑO, B. & GARCÍA-CONZÁLEZ, 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.

RICE, E. W.; BAIRD, R. B.; EATON, A. D.; CLESCERI, L. S. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. (23rd ed.), American Public Health Association, Washington (2017).

ROSSO, D.; LARSON, L. E.; STENSTROM, M. K. Aeration of large-scale municipal wastewater treatment plants: state of the art. **Water Science & Technology**, v. 57, n. 7, p. 973-978, 2008.

SANCHEZ, E.; BORJA, R.; TRAVIESO, L.; MARTIN, A.; COLMENAREJO, M.F. Effect of organic loading rate on the stability, operational parameters and performance of a secondary up flow anaerobic sludge bed reactor treating piggery waste. **Bioresource Technology**, v. 96, p. 335-344, 2005.

SCHMIDELL, WILLIBALDO *et al.* **Tratamento biológico de águas residuárias**. Florianópolis: CNPQ, 2007.

SCHÜTZ, Aurelia; Sonntag, Winnie Isabel; Spiller. Environmental Enrichment in pig husbandry: Consumer comparative assessment of different housing elements based on a pictorial survey. **Diskussionsbeitrag**, No. 1903, Georg-August-Universität Göttingen, Department für Agrarökonomie und Rurale Entwicklung (DARE), Göttingen, Achim 2019.

SEGANFREDO, M. A. (Ed. Técnico). **Gestão Ambiental na Suinocultura**. Brasília, DF: Embrapa, p. 302, 2007.

SIDDIQUE, M. N. I. & WAHID, Z. A. Achievements and perspectives of anaerobic codigestion: A review. **Journal of Cleaner Production**, v. 194, p. 359-371, 2018.

SILVA C. L.; BASSI N. S. S. Análise dos impactos ambientais no oeste catarinense e das tecnologias desenvolvidas pela Embrapa Suínos e Aves. **Informe Gepec**, Toledo, v. 16, p. 128-143, 2012.

SILVA, R. G.; SILVA, V. P. Produção mais limpa: contributos teórico-práticos para a sustentabilidade da cerâmica vermelha. **Cerâmica**, v. 63, n. 368, p. 494-507, 2017.

SIMS, J. Thomas; SHARPLEY, N. Andrew. Phosphorus: Agriculture and Environment. 2005. **American Society of Agronomy**, Madison, USA, 2005.

SMIL, V. Phosphorus in the environmental: natural flows and human interferences. **Annual Review of Energy and the Environment**, v. 25, p. 53-88, 2000.

SOMMER, S. G.; HJORTH, M.; LEAHY, J. J.; ZHU, K.; CHRISTEL, W.; SORENSEN, C. G.; SUTARYO, S. Pig slurry characteristic, nutrient balance, and biogas production as affected by separation and acidification. **Journal of Agricultural Science**, v. 153, p. 177-191, 2015.

SOUZA, C. F.; LUCAS, J. J; FERREIRA, W. P. M. Biodigestão anaeróbia de dejetos de suínos sob efeito de três temperaturas e dois níveis de agitação do substrato: considerações sobre a partida. **Eng. Agríc.**, Jaboticabal, v. 25, p. 530-539, ago. 2005.

SPERLICH, A.; WARSCHKE, D.; WEGMANN, C.; ERNST, M.; JEKEL, M. Treatment of membrane concentrates: Phosphate removal and reduction of scaling potential. **Water Science and Technology**, v. 61, n. 2, p. 301-306, 2010.

STEINMETZ, R. L. R. **Avaliação do efeito de drogas veterinárias na produção específica de biogás de substratos agropecuários**. 2016. 168f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2016.

SUINOCULTURA INDUSTRIAL (ed.). **Santa Catarina tem o melhor desempenho na história da exportação de carnes em 2019**. 2020. Redação AI/SI. Disponível em: <<https://www.suinoculturaindustrial.com.br/imprensa/santa-catarina-tem-o-melhor-desempenho-da-historia-na-exportacao-de-carne-em/20200115-085218-m065>>. Acesso em: 06 mar. 2020.

SUN, H.; NI, P.; ANGELIDAKU, I.; DONG, R.; WU, S. Exploring stability indicators for efficient monitoring of anaerobic digestion of pig manure under perturbations. **Waste Management**, v. 91, p. 139-146, 2019.

SUZIN, Lidimara *et al.* Chemical removal of phosphorus from swine effluent: the impact of previous effluent treatment Technologies on process efficiency. **Water Air Soil Pollut**, v. 229, n. 341, 2018.

SUZIN, Lidimara. **Remoção química de fósforo de efluente suinícola: implicações da qualidade do efluente sobre a eficiência do processo**. 2016. 51f. Dissertação (Mestrado – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2016.

SUZUKI, K.; TANAKA, Y.; OSADA, T.; WAKY, M. Removal of phosphate, magnesium, and calcium from swine wastewater through crystallization enhanced by aeration. **Water Resource**, v. 36, p. 2991-2998, 2002.

SZOZI, A. A.; VANOTTI M. B. Removal of phosphorus from livestock effluents. **Journal of Environmental Quality**, v. 38, p. 576-586, 2009.

SZOZI, A. A.; VANOTTI, M. B.; SCHUMAKER, P. D. Economic recovery of calcium phosphates from swine lagoon sludge using quick wash process and geotextile filtration. **Frontiers in Sustainable Food Systems**, v. 2, p. 37, 2018.

TAVERNARI, Fernando de Castro *et al.* **Fósforo disponível de fosfato extraído de efluentes da suinocultura**. Comunicado Técnico 535, 2016, INSS 0100-8862.

THAKUR, I. S.; MEDHI, K. Nitrification and denitrification processes for mitigation of nitrous oxide from wastewater treatment plants for biovalorization: challenges and opportunities. **Bioresource Technology**, v. 282, p. 502-513.

TORRES, A. V. & BAUMLER, A. Nitrate, nitrite and nitric oxide reductases: from the last universal common ancestor to modern bacterial pathogens. **Current Opinion in Microbiology**, v. 29, p. 1-8, 2016.

USDA – United States Department of Agriculture. **Livestock and Poultry: World Markets and Trade**. 2021.

VAN LIER, J. B.; TILCHE, A.; AHRING, B. K.; MACARIE, H.; MOLETTA, R.; DOHANYOS, M.; HULSHOFF, L. W.; LENS, P.; VERSTRAETE, W. New perspectives in anaerobic digestion. **Water Science Technology**, v. 43, p. 1-18, 2001.

VANOTTI, M. B.; RO, K. S.; SZOZI, A. A.; LOUGHRIN, J. H.; MILLNER, P. D. High-rate solid-liquid separation coupled with nitrogen and phosphorus treatment of swine manure: effect on water quality. **Frontiers in Sustainable Food Systems**, 2:49, 2018.

VANOTTI, M. B.; SZOZI, A. A.; HUNT, P. G. Extraction of soluble phosphorus from swine wastewater. **Transactions of ASAE**, v. 46, p. 1665-1674, 2003.

VIANCELI, Aline. et al. Pathogen inactivation and the chemical removal of phosphorus from swine wastewater. **Water, Air and Soil Pollution**, v. 226, p. 263-271, 2015.

VIVAN, Marcelo Luis. **Estabelecimento do processo de nitrificação/desnitrificação para pós-tratamento de digestatos da suinocultura**. 2012. 114f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2012.

VON SPERLING, M. Activated sludge and aerobic biofilm reactors. **IWA Publishing**, London, 2007.

WANG, BINGZHENG *et al.* Cometary biodegradation of cephalixin by enriched nitrifying sludges: process characteristics, gene expression. And product biotoxicity. **Science of the total environment**, v. 672, p. 275-282.

WANG, J.; TONG, X.; WANG, S. Zirconium-Modified Activated Sludge as a Low-Cost Adsorbent for Phosphate Removal in Aqueous Solution. **Water, Air, and Soil Pollution**, v. 229, n. 2, 2018.

WANG, X.; YANG, R.; GUO, Y.; ZHANG, Z.; KAO, C. M.; CHEN, S. Investigation of COD and COD/N ratio for the dominance of anammox pathway for nitrogen removal via isotope labelling technique and the relevant bacteria. **Journal of Hazardous Materials**, v. 366, p. 606-614, 2019.

WELLINGER, A.; MURPHY, J.; BEXTER, D. **The biogas handbook (Science, production and applications)**. 1 ed. Estados Unidos da América: Woodhead Pub, 2013.

WITHERS, Paul J. A. et al. Transitions to sustainable management of phosphorus in Brazilian agriculture. **Sci Rep**, v. 8, n. 2537, 2018.

XI, L.; ZHANG, M.; LIU, F.; CHEN, L.; LI, Y.; LI, Y.; XIAO, R.; WU, J. Seasonality distribution of the abundance and activity of nitrification and denitrification microorganisms in sediments of surface flow constructed wetland planted with *Myriophyllum elatinooides* during swine wastewater treatment. **Bioresource Technology**, v. 248B, p. 89-97, 2018.

XU, J.; ZHAO, Y.; ZHANG, H. Nutrient removal and biogas upgrading by integrating freshwater algae cultivation with piggery anaerobic digestate liquid treatment. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 99, p. 6493-6501, 2015.

YANG, S. S.; PANG, J-W.; GUO, W-Q.; YANG, X-Y.; WU, Z-Y.; REN, N-Q.; ZHAO, Z-Q. Biological phosphorus removal in an extended ASM2 model: roles of extracellular polymeric substances and kinetic modeling. **Bioresource Technology**, v. 232, p. 412-416, 2017.

YAO, Yao et al. Anaerobic digestion of livestock manure in cold regions: Technological advancements and global impacts. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 199, 2020.

ZHENG, X. *et al.* The influence of variables on the bioavailability of heavy metals during the anaerobic digestion of swine manure. **Ecotoxicology and Environmental Safety**, v. 195, p. 110457, 2020.

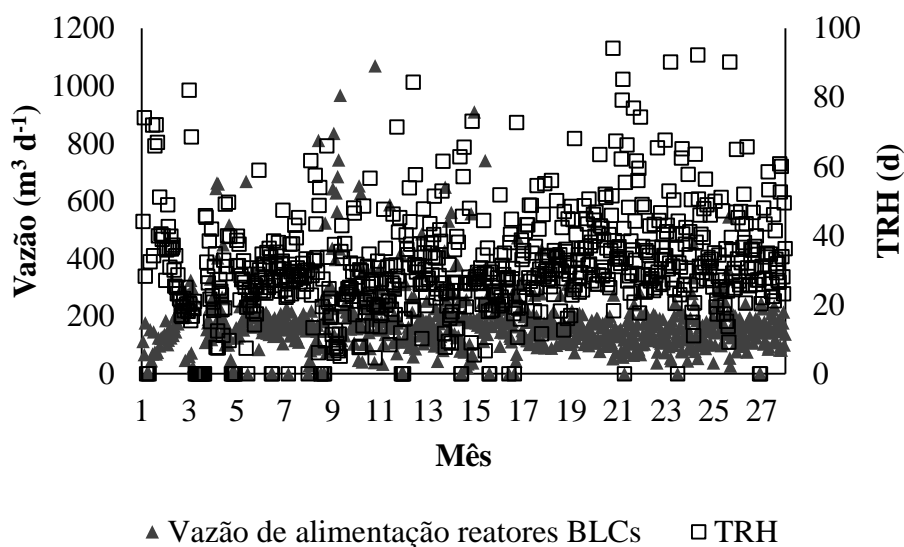
ZHOU, Jun *et al.* Biogas production and microbial community shift through neutral pH control during the anaerobic digestion of pig manure. **Bioresource Technology**, v. 217, p. 44-49, 2016.

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, n. 1, p. 29-42, 2016.

**APÊNDICE A – ACOMPANHAMENTO DO SISTEMA REFERENTE AOS ANOS DE
2016 A 2018**

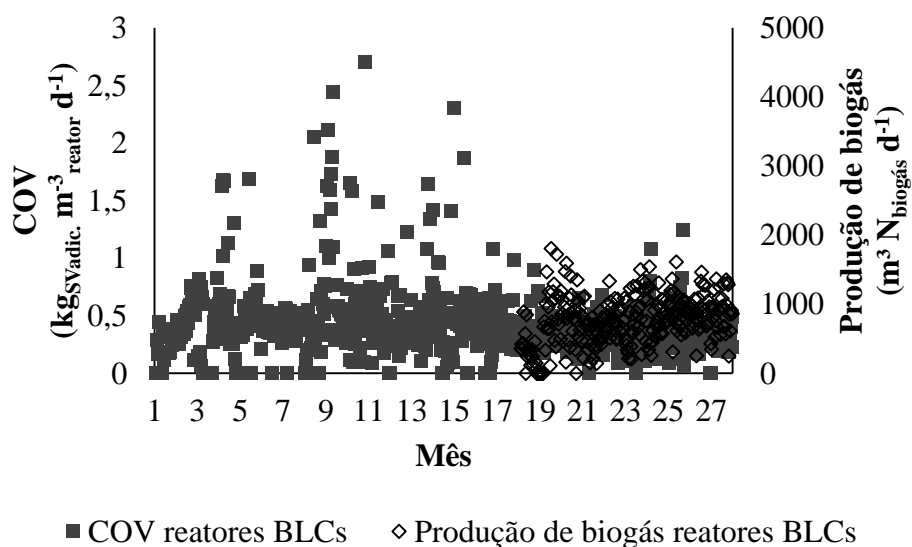
Módulo Bio

Figura A1 – Acompanhamento de vazão de alimentação de reatores do tipo BLCs e seu tempo de retenção hidráulica (TRH)



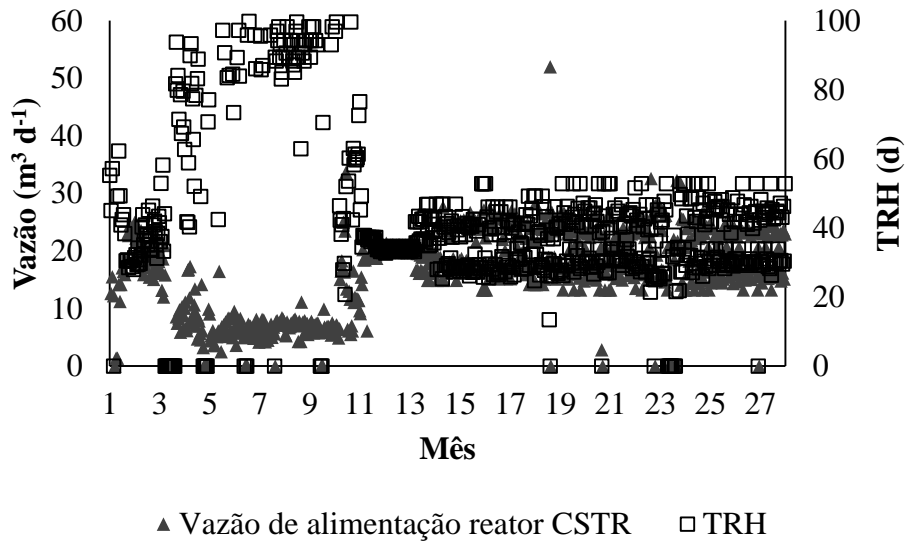
Nota: a partida deste reator ocorreu em outubro de 2016 (1).

Figura A2 – Acompanhamento de COV e produção de biogás de reatores do tipo BLC



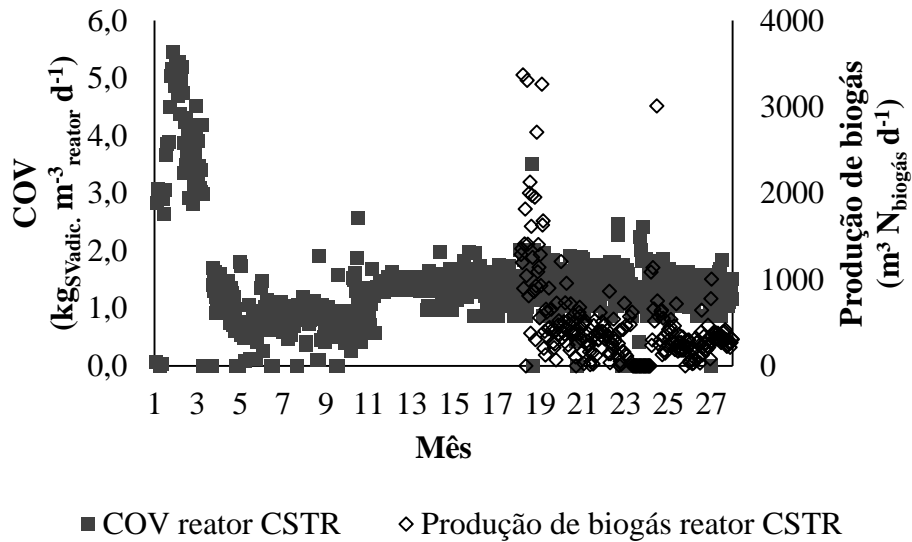
Nota: a partida deste reator ocorreu em outubro de 2016 (1) e a produção de biogás só começou a ser quantificada em abril de 2018 (19).

Figura A3 – Acompanhamento de vazão de alimentação de reator do tipo CSTR e seu tempo de retenção hidráulica (TRH)



Nota: a partida deste reator ocorreu em outubro de 2016 (1).

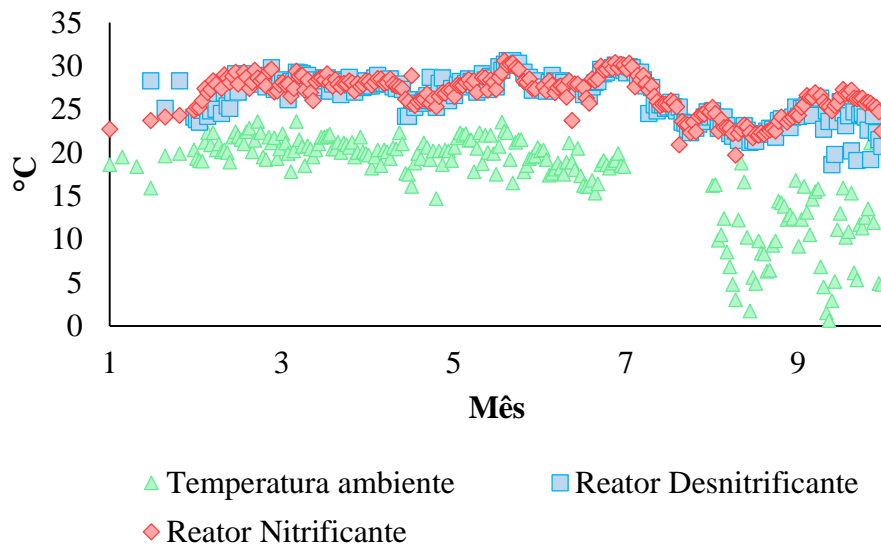
Figura A4 – Acompanhamento de COV e produção de biogás de reator do tipo CSTR



Nota: a partida deste reator ocorreu em outubro de 2016 (1) e a produção de biogás só começou a ser quantificada em abril de 2018 (19).

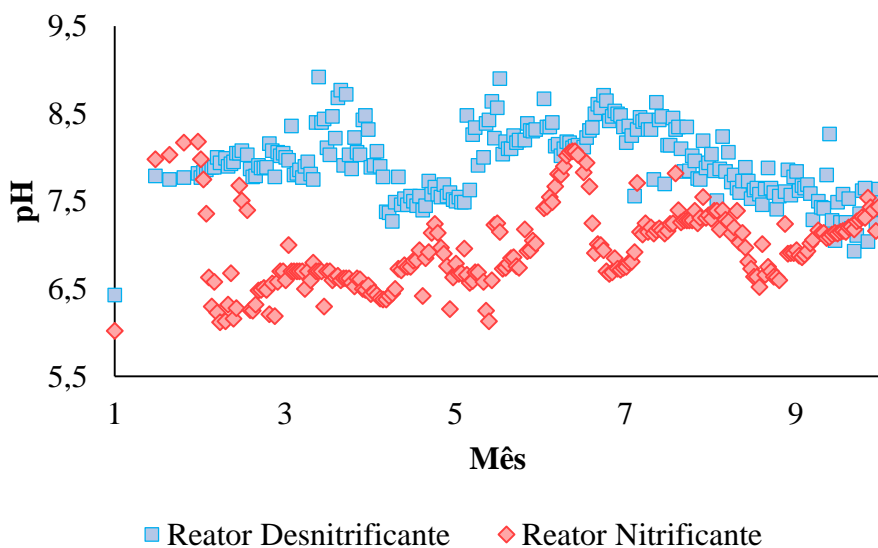
Módulo N

Figura A5 – Acompanhamento de temperatura ambiente e temperatura interna de reatores desnitrificante e nitrificante



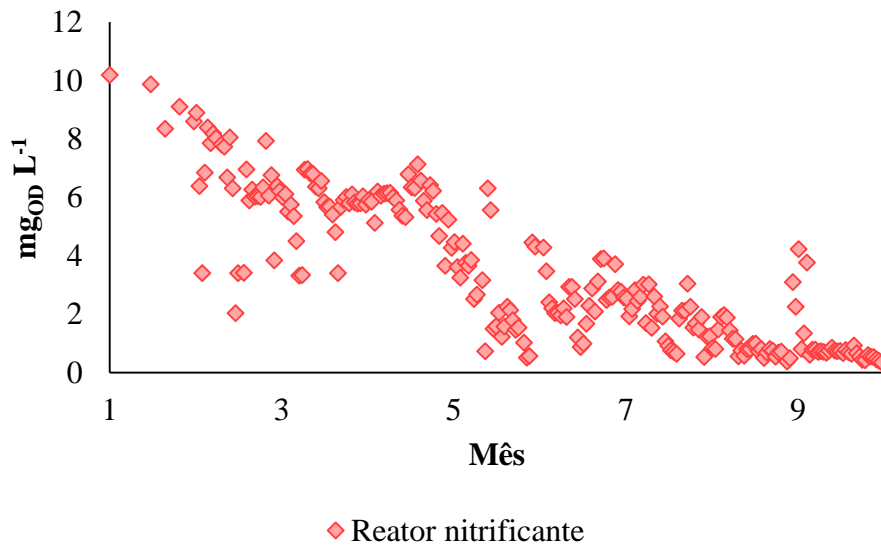
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2017 (1) até o dia 02 de agosto de 2018 (10), logo após foi necessário interromper para corrigir os problemas estruturais.

Figura A6 – Acompanhamento de pH de reatores desnitrificante e nitrificante



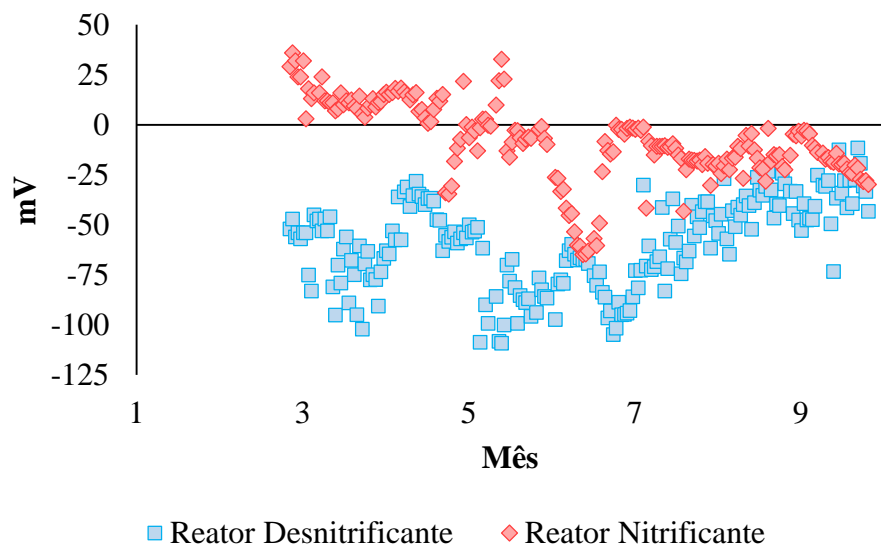
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2017 (1) até o dia 02 de agosto de 2018 (10), logo após foi necessário interromper para corrigir os problemas estruturais.

Gráfico A7 – Acompanhamento de oxigênio dissolvido (OD) em reator nitrificante



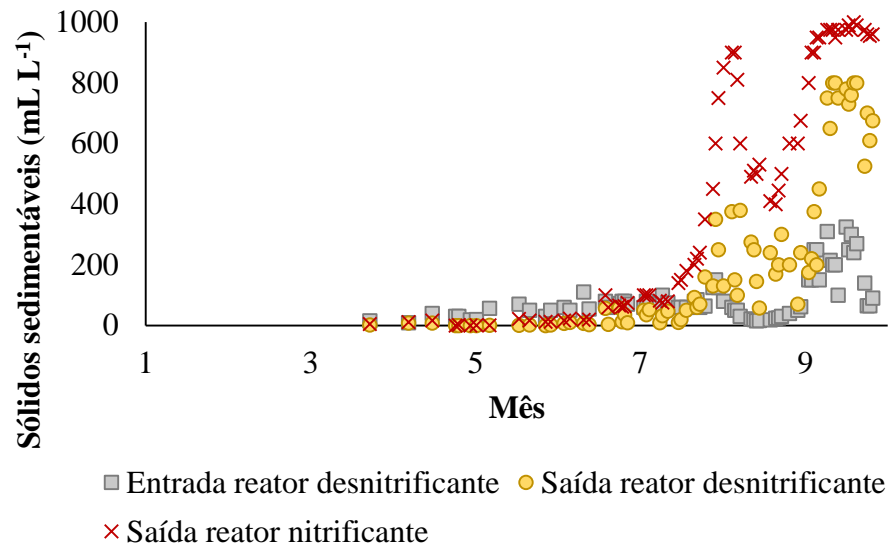
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2017 (1) até o dia 02 de agosto de 2018 (10), logo após foi necessário interromper para corrigir os problemas estruturais.

Gráfico A8 – Acompanhamento de P-redox em reatores desnitrificante e nitrificante



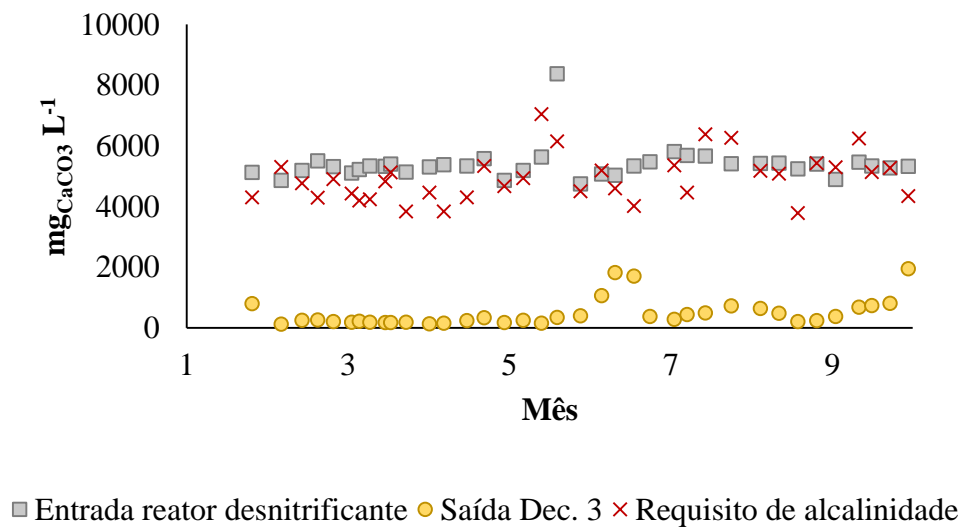
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2017 (1) até o dia 02 de agosto de 2018 (10), logo após foi necessário interromper para corrigir os problemas estruturais.

Gráfico A9 – Acompanhamento de sólidos sedimentáveis no Módulo N



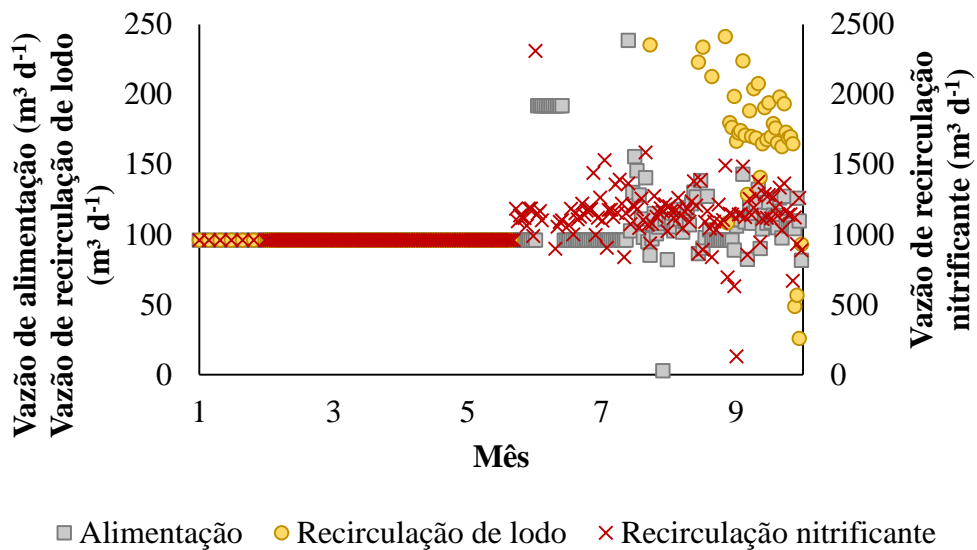
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2017 (1) até o dia 02 de agosto de 2018 (10), logo após foi necessário interromper para corrigir os problemas estruturais.

Figura A10 – Acompanhamento de alcalinidade e requisito de alcalinidade no Módulo N



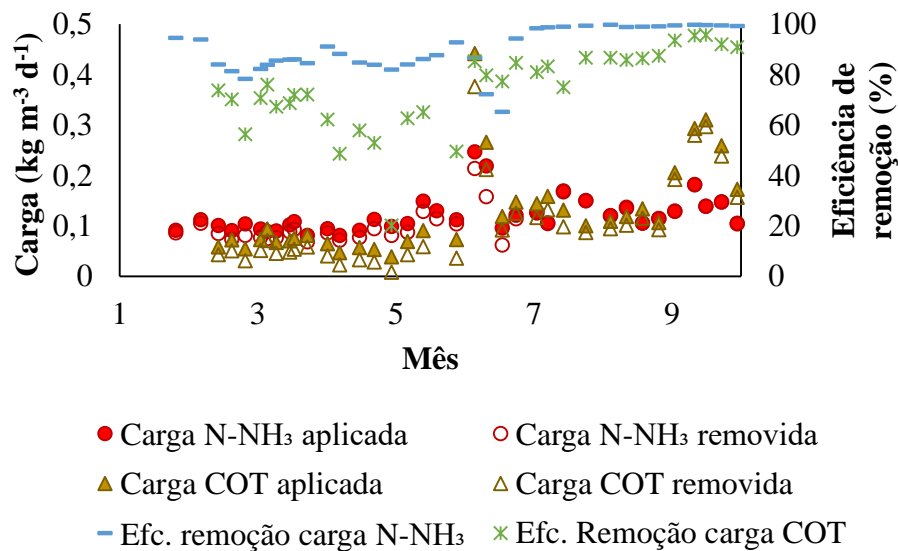
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2017 (1) até o dia 02 de agosto de 2018 (10), logo após foi necessário interromper para corrigir os problemas estruturais.

Figura A11 – Acompanhamento de vazões de bombas de alimentação, recirculação de lodo e recirculação de reator nitrificante no Módulo N



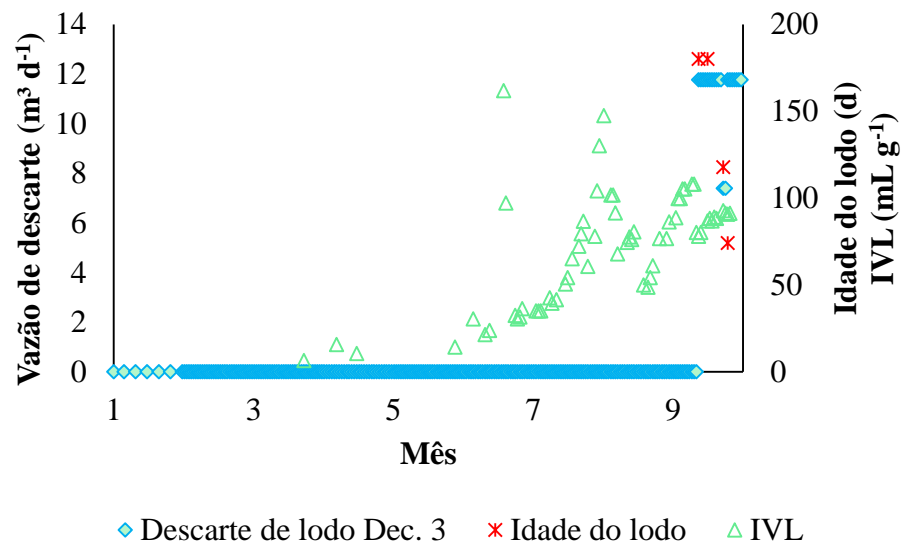
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2017 (1) até o dia 02 de agosto de 2018 (10), logo após foi necessário interromper para corrigir os problemas estruturais.

Figura A12 – Acompanhamento de cargas de entrada e saída e eficiências de remoção de cargas de NAT e COT no Módulo N



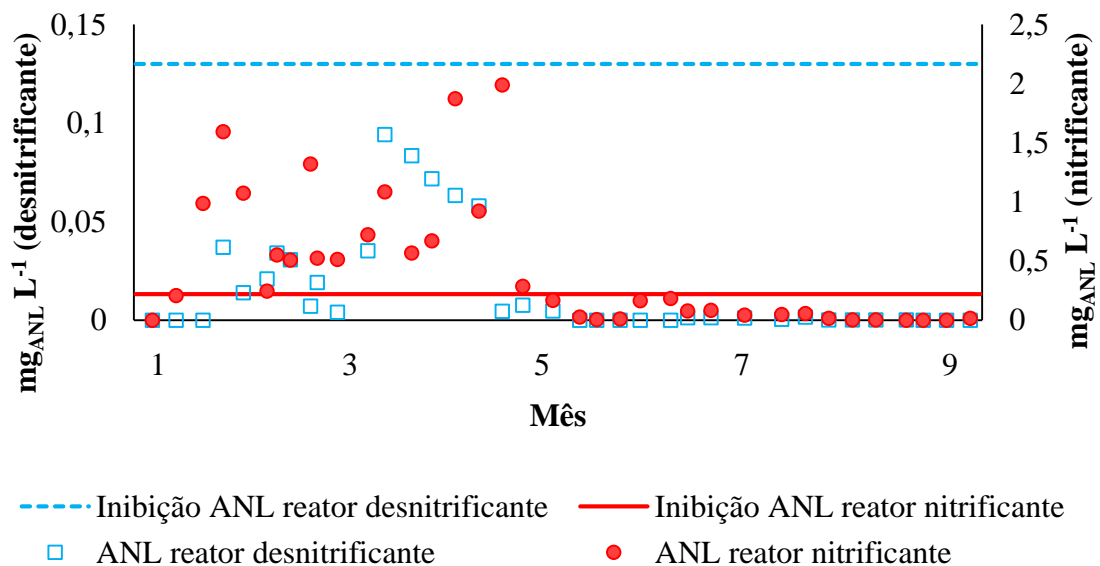
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2017 (1) até o dia 02 de agosto de 2018 (10), logo após foi necessário interromper para corrigir os problemas estruturais.

Figura A13 – Acompanhamento de descarte de lodo, idade do lodo e índice volumétrico de lodo (IVL) no Decatador 3



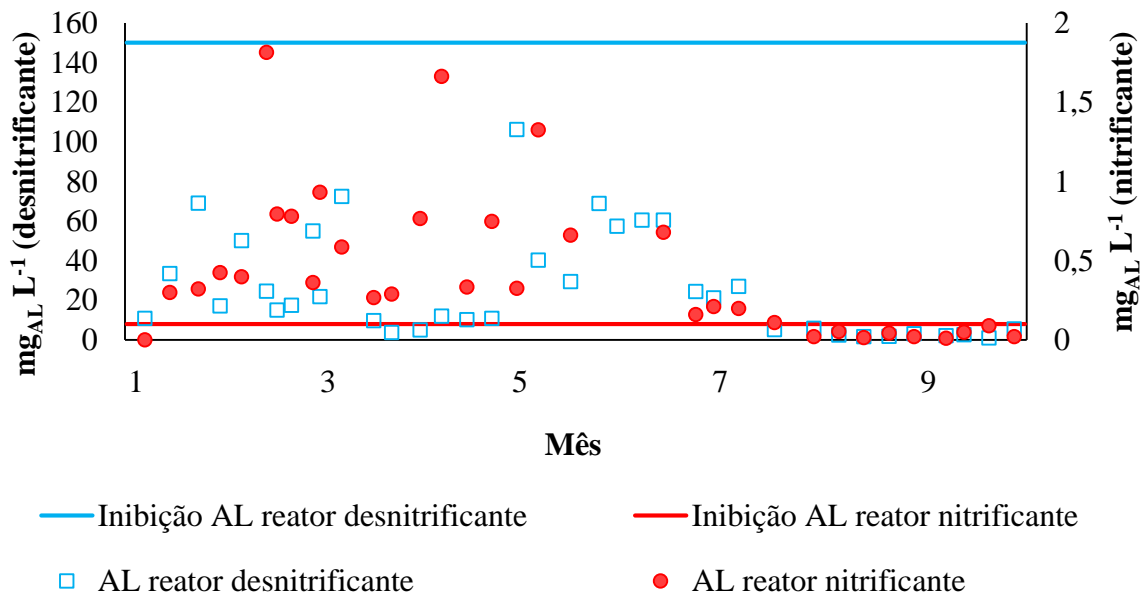
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2017 (1) até o dia 02 de agosto de 2018 (10), logo após foi necessário interromper para corrigir os problemas estruturais.

Figura A14 – Acompanhamento de concentrações de ácido nitroso livre e limites de inibição nos reatores desnitrificante e nitrificante



Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2017 (1) até o dia 02 de agosto de 2018 (10), logo após foi necessário interromper para corrigir os problemas estruturais.

Figura A15 – Acompanhamento de concentrações de amônia livre e limites de inibição nos reatores desnitrificante e nitrificante

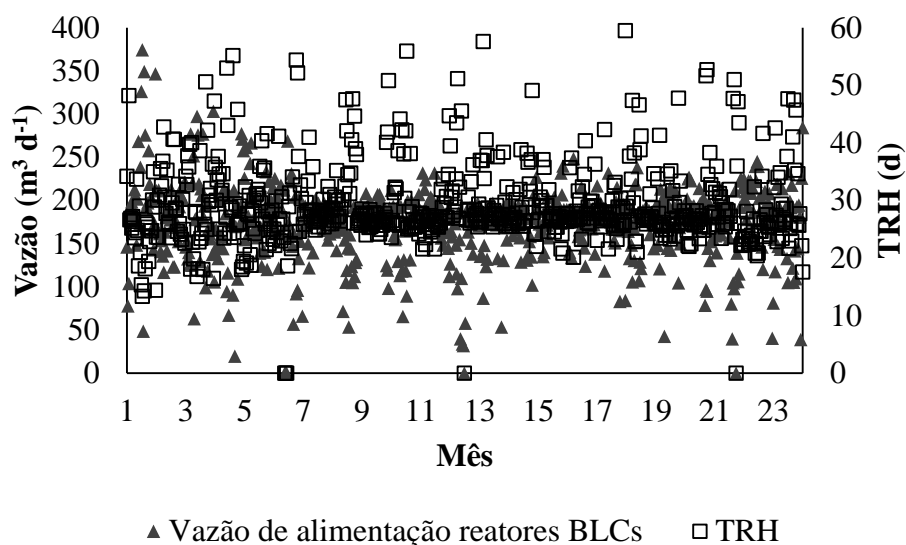


Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2017 (1) até o dia 02 de agosto de 2018 (10), logo após foi necessário interromper para corrigir os problemas estruturais.

**APÊNDICE B – ACOMPANHAMENTO DO SISTEMA REFERENTE AOS ANOS DE
2019 A 2020**

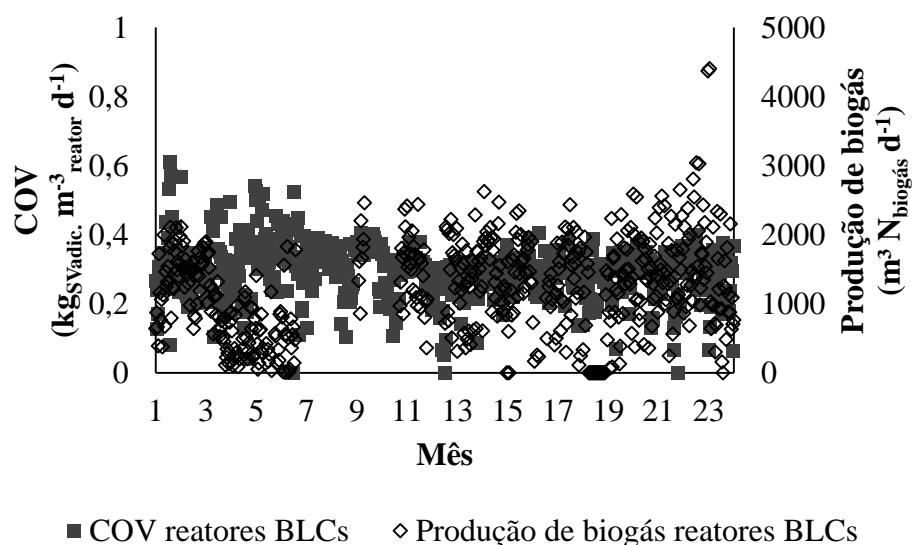
Módulo Bio

Figura A16 – Acompanhamento de vazão de alimentação de reatores do tipo BLCs e seu tempo de retenção hidráulica (TRH)



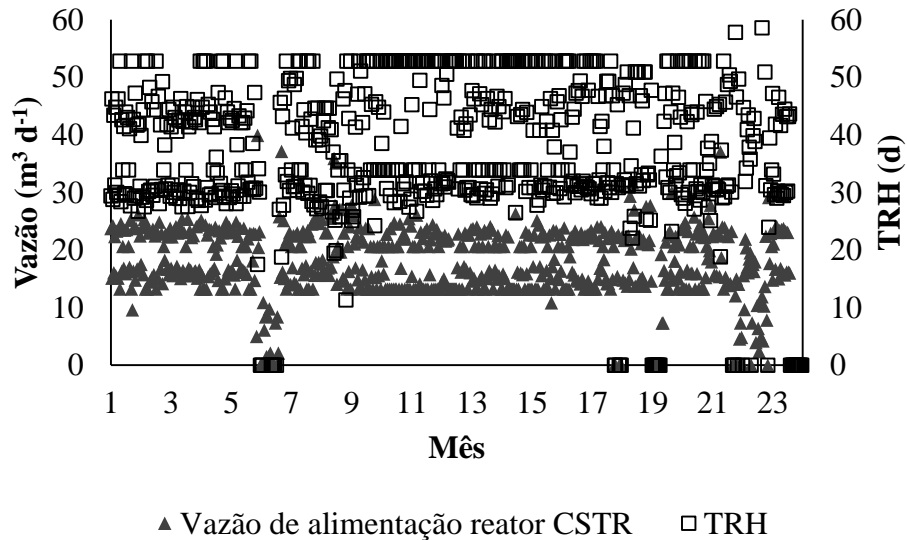
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

Figura A17 – Acompanhamento de COV e produção de biogás de reatores do tipo BLCs



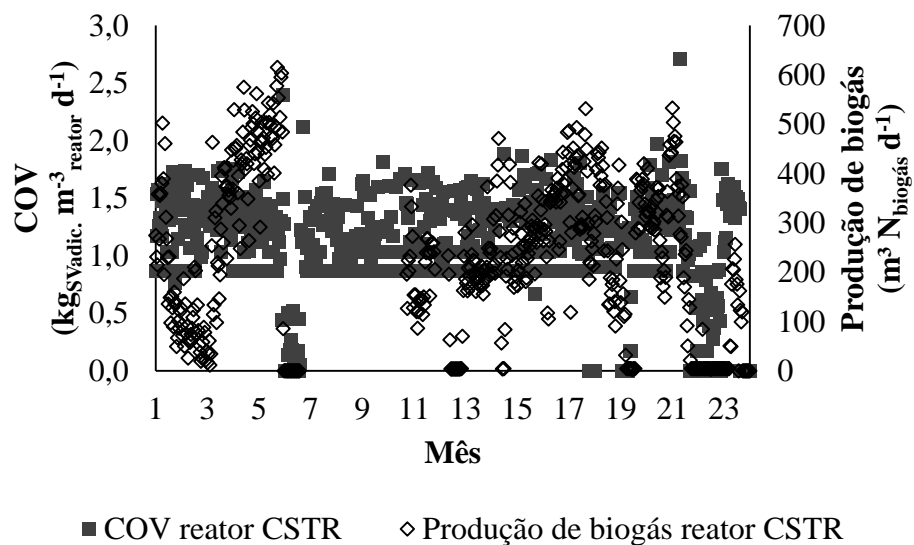
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

Figura A18 – Acompanhamento de vazão de alimentação de reator do tipo CSTR e seu tempo de retenção hidráulica (TRH)



Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

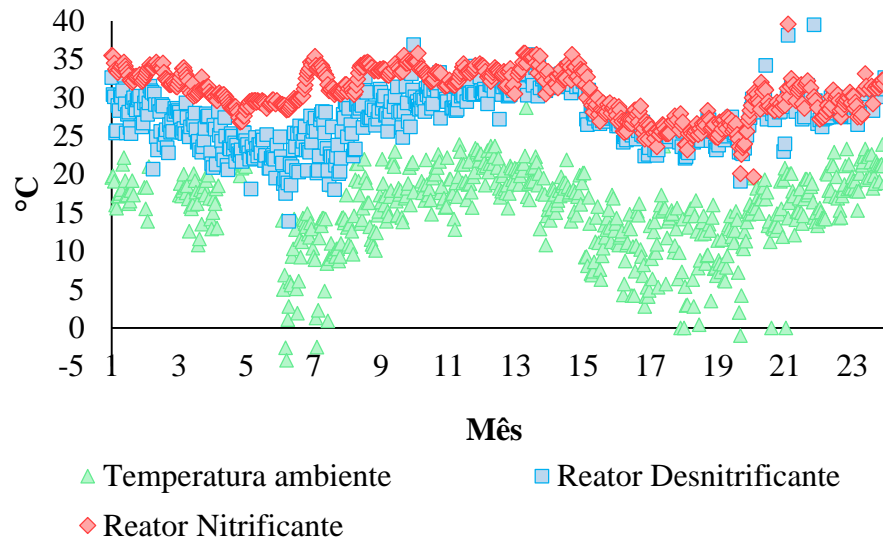
Figura A19 – Acompanhamento de COV e produção de biogás de reator do tipo CSTR



Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

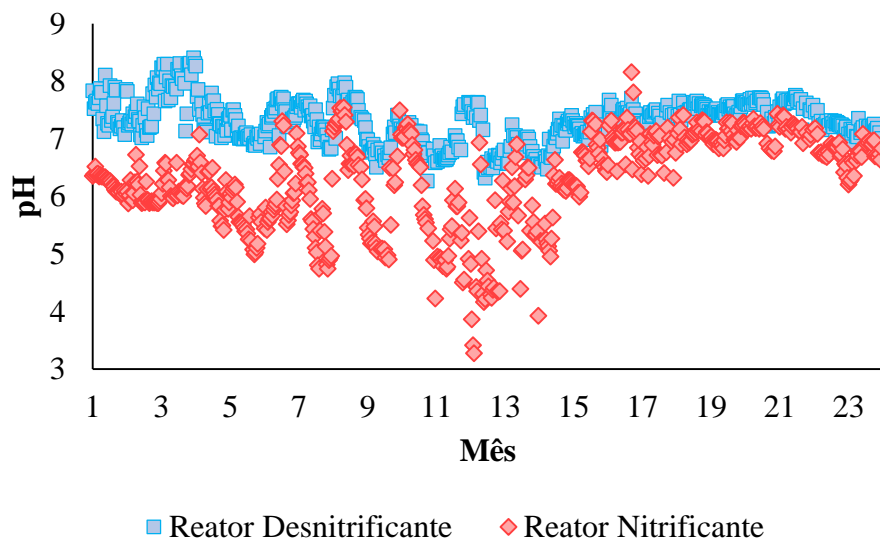
Módulo N

Figura A20 – Acompanhamento de temperatura ambiente e temperatura interna de reatores desnitrificante e nitrificante



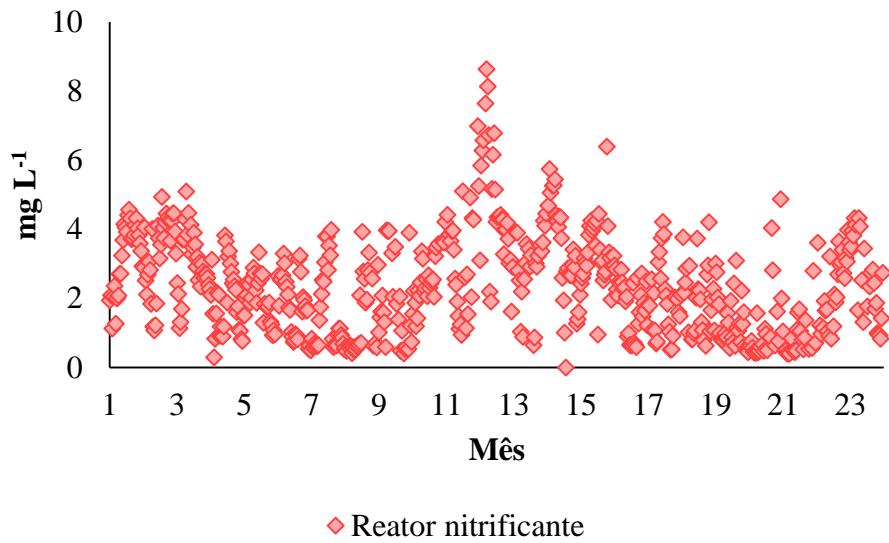
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de janeiro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

Gráfico A21 – Acompanhamento de pH de reatores desnitrificante e nitrificante



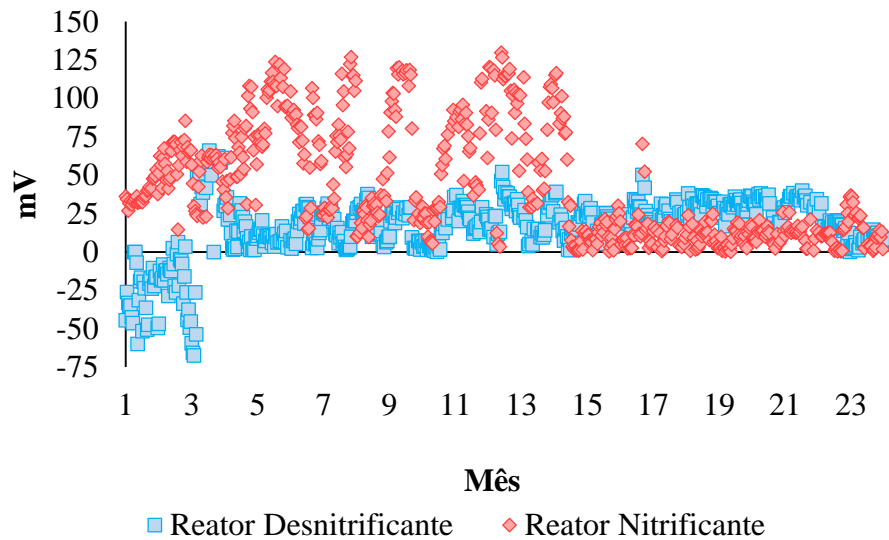
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de janeiro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

Gráfico A22 – Acompanhamento de oxigênio dissolvido (OD) de reator nitrificante



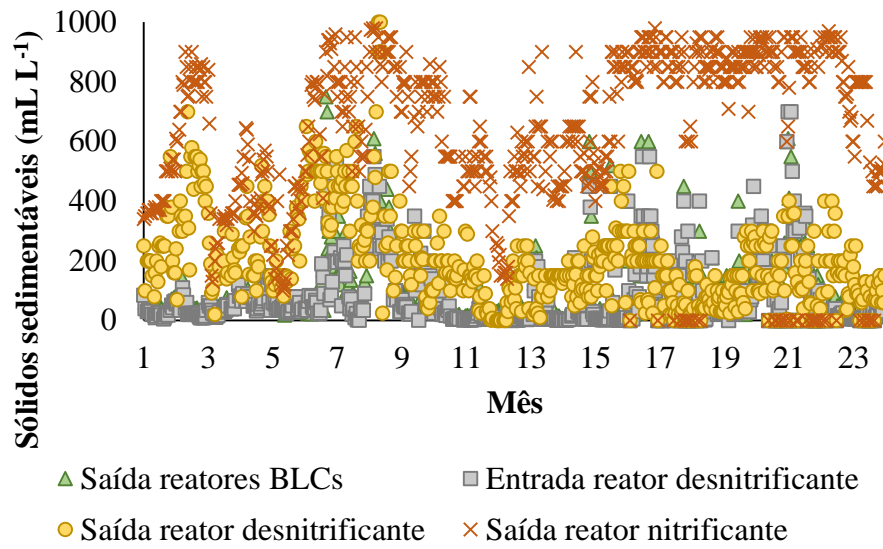
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de janeiro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

Gráfico A23 – Acompanhamento de P-redox em reatores desnitrificante e nitrificante



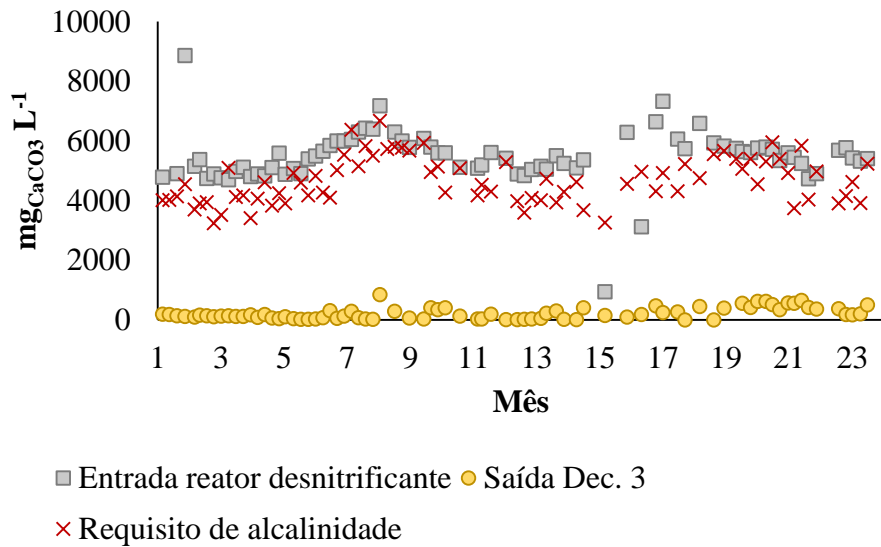
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de janeiro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

Gráfico A24 – Acompanhamento de sólidos sedimentáveis na Módulo N



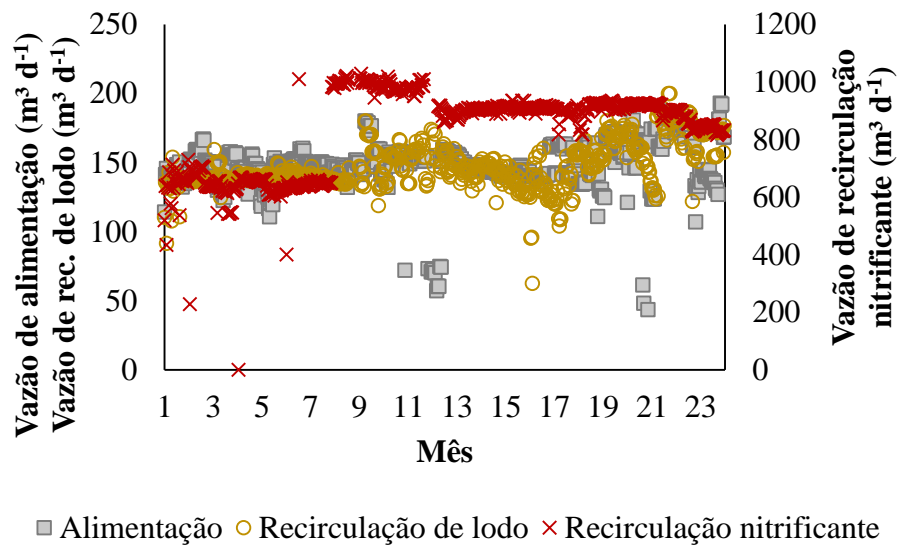
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de janeiro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

Gráfico A25 – Acompanhamento de alcalinidade e requisito de alcalinidade no Módulo N



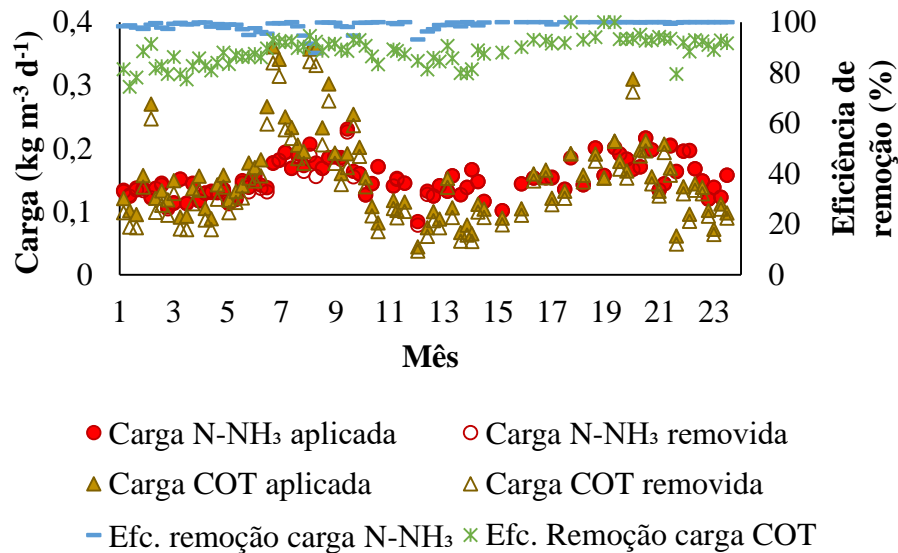
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de janeiro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

Gráfico A26 – Acompanhamento de vazões de bombas de alimentação, recirculação de lodo e recirculação de reator nitrificante no Módulo N



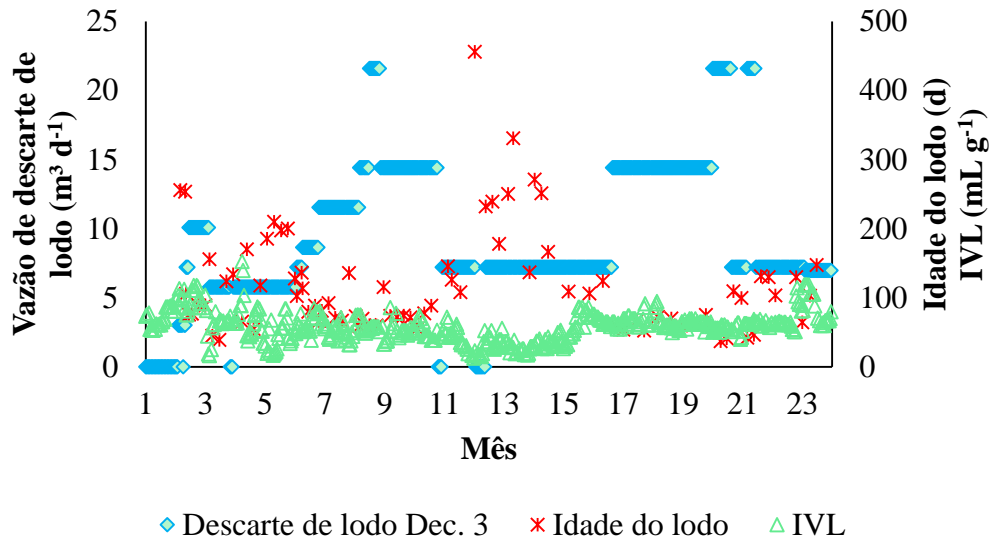
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de janeiro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

Gráfico A27 – Acompanhamento de cargas de entrada e saída e eficiências de remoção de cargas de NAT e COT no Módulo N



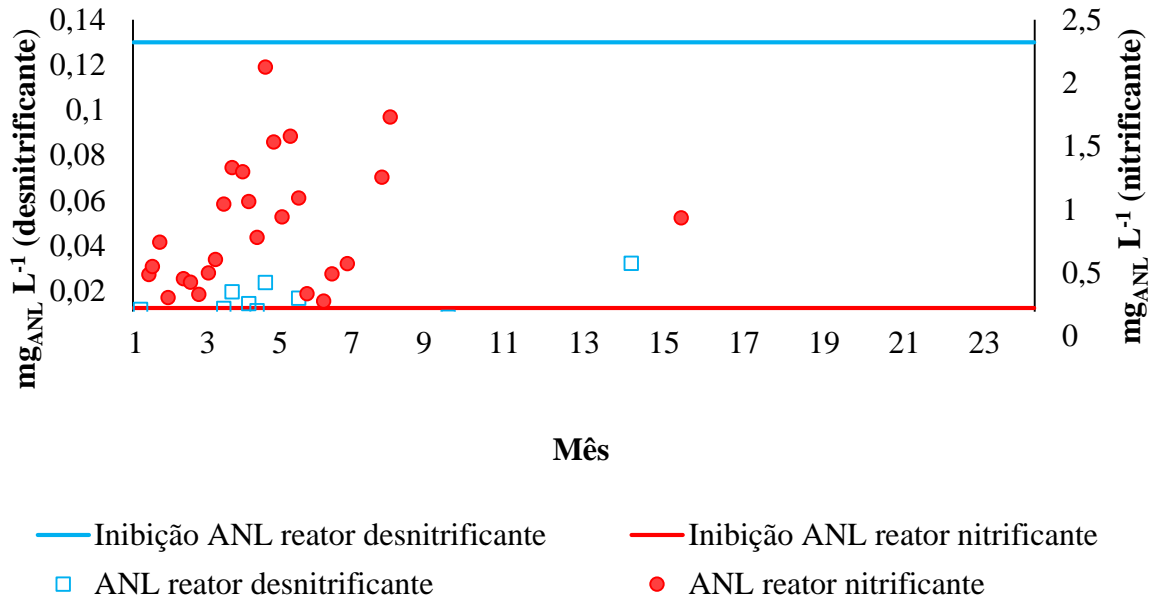
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de janeiro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

Gráfico A28 – Acompanhamento de descarte de lodo, idade do lodo e índice volumétrico de lodo (IVL) no Decatador 3



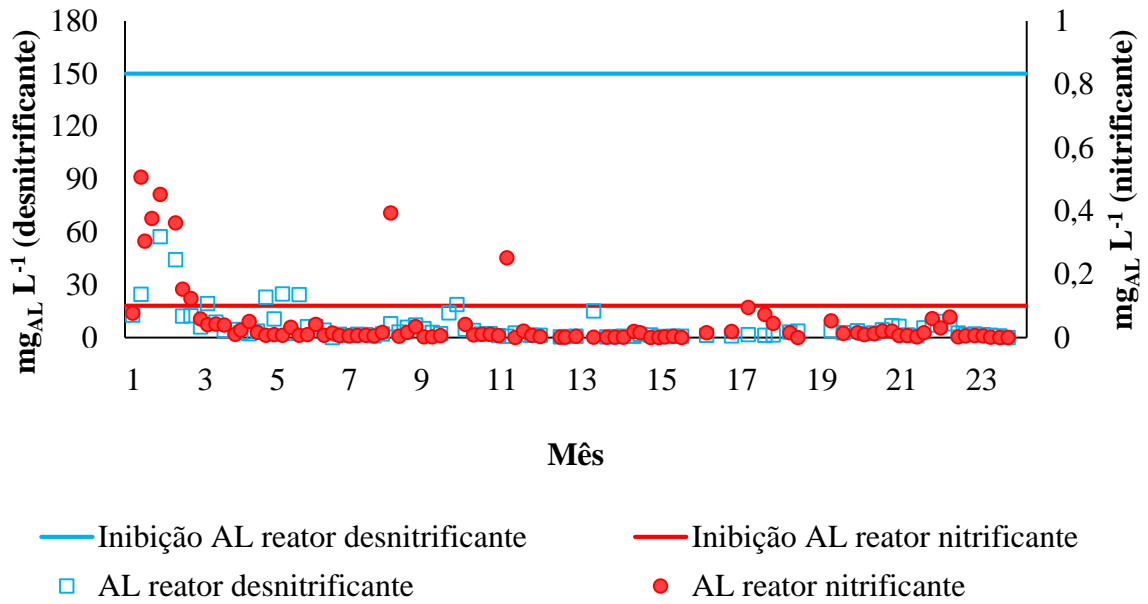
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de janeiro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

Gráfico A29 – Acompanhamento de concentrações de ácido nitroso livre e limites de inibição nos reatores desnitrificante e nitrificante



Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de janeiro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

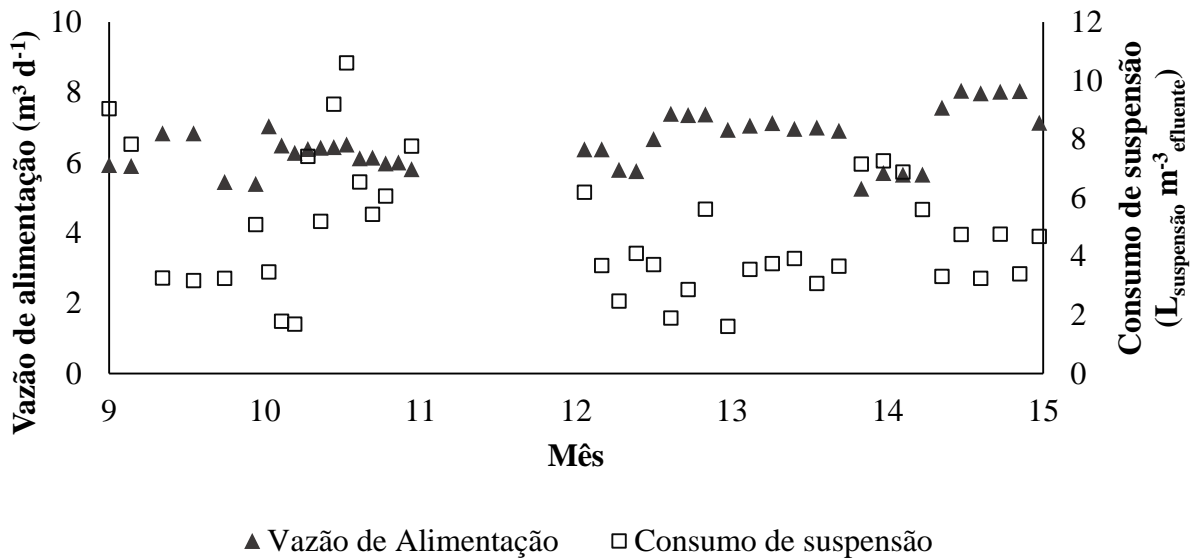
Gráfico A30 – Acompanhamento de concentrações de amônia livre e limites de inibição nos reatores desnitrificante e nitrificante



Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de janeiro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

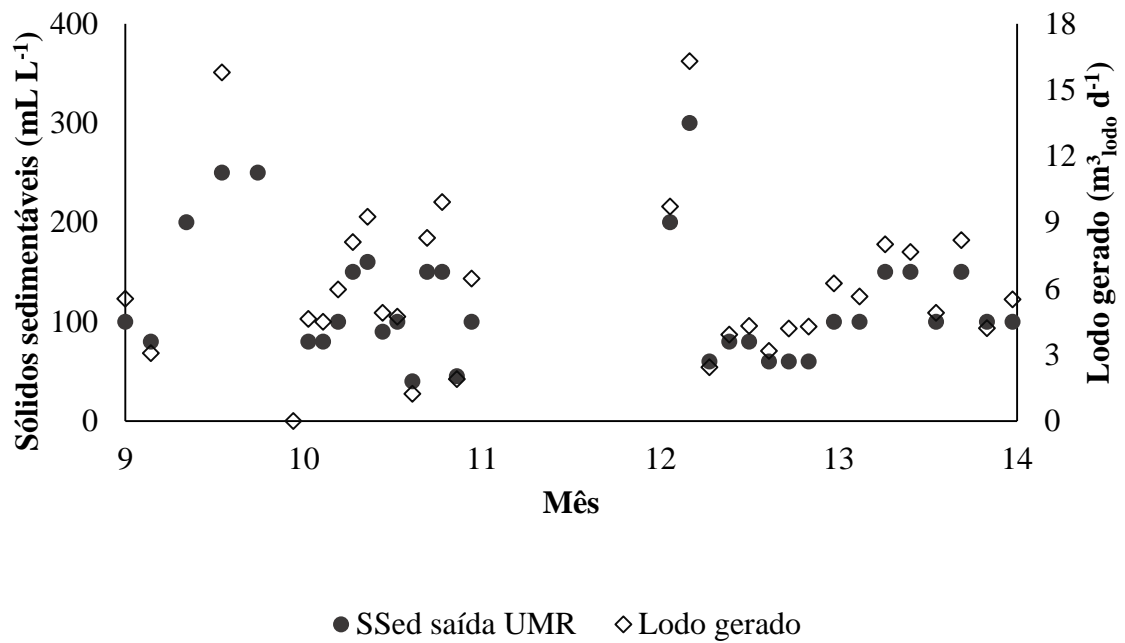
Módulo P

Gráfico A31 – Acompanhamento de vazão de alimentação do Módulo P e consumo de suspensão de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 10% ($\text{m}^3 \text{v}^{-1}$)



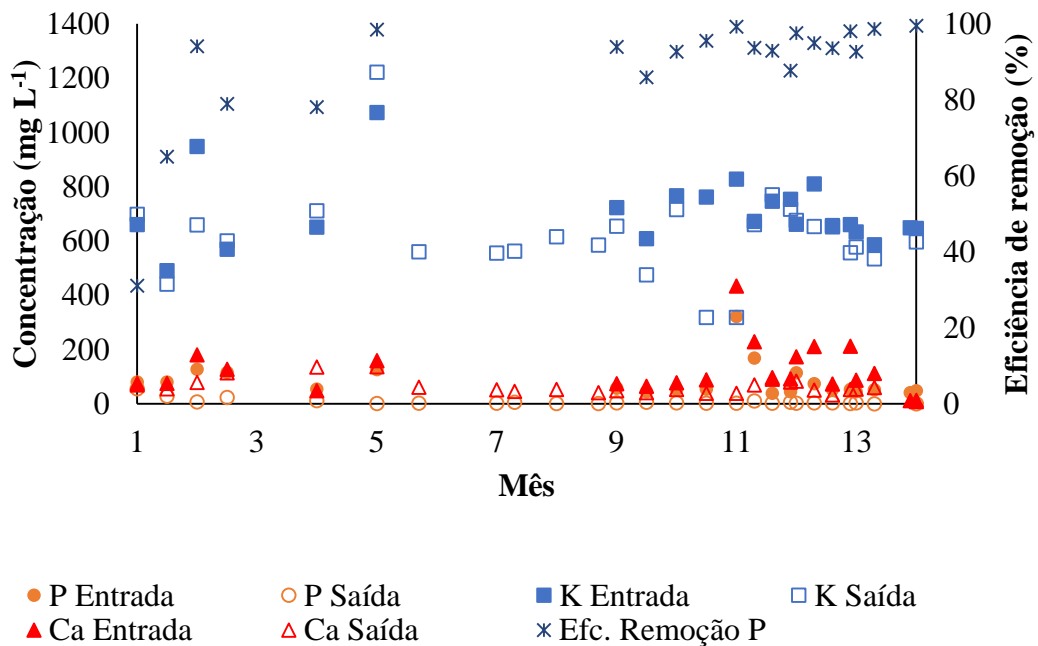
Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

Gráfico A32 – Acompanhamento de sólidos sedimentáveis na saída da UMR e geração de lodo diária



Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

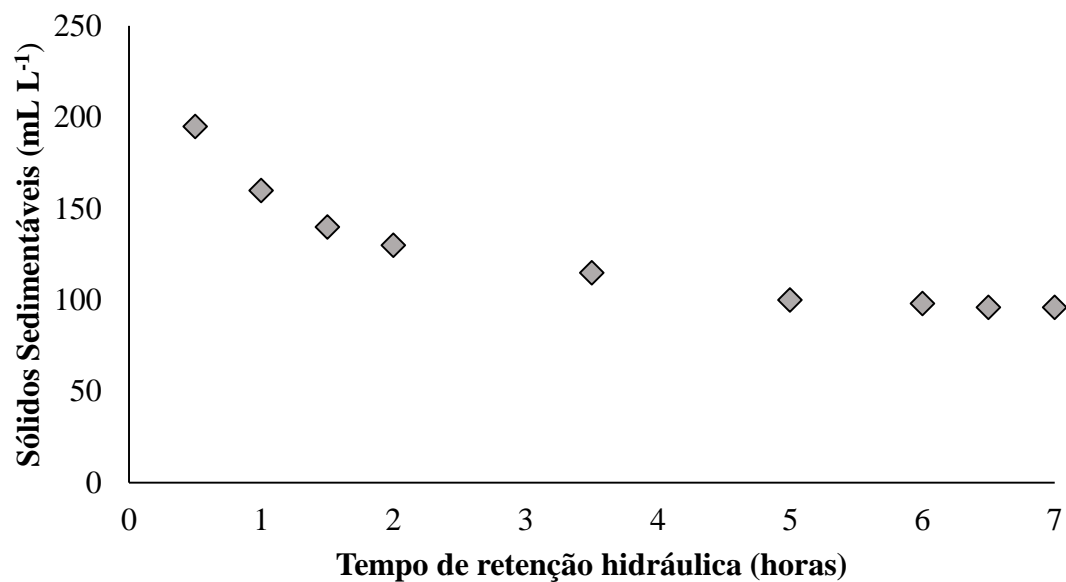
Figura A33 – Acompanhamento das concentrações de entrada e saída de PT, K e Ca e eficiência de remoção de PT no Módulo P



Nota: o monitoramento deste módulo ocorreu de novembro de 2019 (1) até o dia dezembro de 2020 (24).

APÊNDICE C – TESTE DE CURVA DE SEDIMENTAÇÃO NA SAÍDA DA UMR (MÓDULO P)

Figura A34 – Curva de sedimentação de efluente da saída da UMR do Módulo P



Nota: o teste foi realizado em triplicata, o gráfico acima apresenta as médias.