

UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
CENTRO DE TECNOLOGIA E GEOCIÊNCIAS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO EM TECNOLOGIA
AMBIENTAL E RECURSOS HÍDRICOS

**Aplicação do modelo ASM2d para
remoção de carbono, nitrogênio e fósforo
em reator em batelada sequencial**

Laíse Alves Candido

Recife - PE

2015

Laíse Alves Candido

Aplicação do modelo ASM2d para remoção de carbono, nitrogênio
e fósforo em reator em batelada sequencial

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação
em Engenharia Civil da Universidade Federal de
Pernambuco, como requisito parcial à obtenção do
Título de Mestre em Engenharia Civil.

Área de Concentração: Tecnologia Ambiental e
Recursos Hídricos.

Orientadora: Prof.^a Dr.^a Maria de Lourdes Florêncio dos
Santos

Co-orientador: Prof. Dr.-Ing. habil. Marc Wichern

Recife,
Departamento de Engenharia Civil da UFPE
2015

Catálogo na fonte
Bibliotecária Margareth Malta, CRB-4 / 1198

- C217a Candido, Laíse Alves.
Aplicação do modelo ASM2d para remoção de carbono, nitrogênio e fósforo em reator em batelada sequencial / Laíse Alves Candido. 2015.
69 folhas, il., gráfs., tabs.
- Orientadora: Profa. Dra. Maria de Lourdes Florêncio dos Santos.
Coorientador: Prof. Dr. Marc Wichern
- Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG.
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, 2015.
Inclui Referências e Anexo.
1. Engenharia Civil. 2. Reator em bateladas sequenciais. 3. Tratamento de efluentes. 4. Remoção de nutrientes. 5. Activated Sludge Model nº 2d – ASM2d. 6. Tecnologia ambiental. I. Santos, Maria de Lourdes Florêncio dos. (Orientadora). II. Wichern, Marc. (Coorientador). III. Título.

UFPE

624 CDD (22. ed.)

BCTG/2016-91



UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL

A comissão examinadora da Defesa de Dissertação de Mestrado

**APLICAÇÃO DO MODELO ADM2d PARA REMOÇÃO DE CARBONO,
NITROGÊNIO E FÓSFORO EM REATOR EM BATELADA SEQUENCIAL**

defendida por

Laíse Alves Candido

Considera a candidata APROVADA

Recife, 21 de dezembro de 2015

Banca Examinadora:

Prof.^a Dr.^a Maria de Lourdes Florencio dos Santos - UFPE
(orientadora)

Prof.^a Dr.^a Marc Wichern – Bochum University
(coorientador)

Banca Examinadora:

Prof.^a Dr.^a Maria de Lourdes Florencio dos Santos - UFPE
(orientadora)

Prof. Dr. Wamberto Raimundo da Silva Junior - IFPE
(examinador externo)

Prof.^a Dr.^a Sávia Gavazza dos Santos Pessôa - UFPE
(examinadora interna)

Dedico ao meu avô Lourenço Candido da Silva, pois a lembrança do seu cheiro de cigarro e cimento sempre me faz pensar que corre nas minhas veias a força para desafiar as intempéries e ir cada vez mais longe pelas pessoas que eu amo. Será que meu mestre de obras favorito pararia de reclamar dos engenheiros?

AGRADECIMENTOS

Agradeço à professora Lourdinha, pelos seus valiosos conselhos e orientação, além de ter assumido papel de psicóloga e conselheira quando eu começava a tagarelar em sua sala.

Agradeço a banca, professores Sávvia Gavazza dos Santos Pessôa e Wamberto Raimundo da Silva Júnior, por ter aceitado o convite e se disposto a contribuir com o meu trabalho.

Agradeço à minha mãe Rosilene Alves de Oliveira, por todo amor, apoio e confiança depositados em mim, pelas longas conversas ao telefone e por me ouvir chorar sempre que eu sentia que as minhas pernas eram curtas demais para continuar caminhando.

Agradeço ao meu pai Lenilson Sérgio Candido por todo seu amor e orgulho, por fazer mil planos para o meu futuro como fazendeira e ter ficado no meu pé perguntando como estava a dissertação.

Agradeço ao meu tio Luiz Antônio Candido por ter surgido como um anjo para discutir minha dissertação comigo e ter gasto seu tempo pra pesquisar e me enviar ótimos artigos. Tio Tono, seus conselhos foram essenciais para que eu enxergasse uma luz no fim do túnel e encontrasse energia para seguir.

Agradeço à minha vóinha Maria Margarida Pedrosa da Silva, por seu amor e carinho e por ser fonte inesgotável de paz e energia para a minha alma.

Agradeço ao meu tio José Jason Candido por ser meu pai e irmão de alma, por ser amigo e conselheiro, pelas conversas sobre o passado, o presente e o futuro que nunca deixam de aquecer meu coração.

Agradeço ao meu marido Vinícius Gomes Costa Júnior, por ter me apoiado e incentivado, me ajudado com as disciplinas do mestrado, confiado em mim para dirigir o carro dele sozinha para ir para as aulas, reclamado comigo quando eu queria assistir seriados ao invés de estudar, comprado chocolate e relevado meu moído sempre que eu estava estressada, cuidado de mim e da nossa casa, e por ter mantido a calma sempre que eu perdia as estribeiras.

Agradeço aos amigos Rony Melo, Thiago Luiz e Edvânia Santos por terem parado para entender meu trabalho e me dado conselhos para melhorá-lo. Agradeço aos amigos e colegas do LSA pelo apoio, conselhos e conversas sobre nossos trabalhos e dificuldades, o que me mostrou que eu não estava sozinha e todos enfrentam problemas dos mais variados tipos para execução de suas pesquisas.

Agradeço a Ana Linda Ferreira por ter me explicado o funcionamento dos reatores que fizeram parte do seu doutorado, por ter confiado em mim para auxiliar na operação deles e permitido o uso dos dados coletados em sua pesquisa. Definitivamente, minha estadia na ETE Mangueira foi essencial para o entendimento dos processos e para que eu tivesse segurança para tomar as decisões relativas à modelagem do reator.

Agradeço a todos os meus alunos, nos quais eu me vejo e sou capaz de compreender muito sobre mim mesma. Vê-los aprender é muito gratificante e me faz perceber que o caminho é longo, mas fundamental é continuar caminhando a cada dia.

Agradeço a estas e todas as outras pessoas da minha família e aos amigos que se preocuparam comigo e me ajudaram ao longo desta trajetória, mesmo de forma indireta. Minha força nasce do desejo de ver a alegria e o orgulho nos olhos de vocês.

There is a driving force more powerful than
steam, electricity and atomic energy: the will.

(Albert Einstein)

RESUMO

O objetivo deste estudo foi avaliar a capacidade de previsão do algoritmo ASM2d modificado, utilizando o programa AQUASIM 2.0® após sua calibração para um reator de bateladas sequenciais com adição de fonte externa de carbono para tratamento de esgoto doméstico objetivando a remoção de matéria orgânica, fósforo e nitrogênio. O sistema piloto está instalado na área experimental da UFPE localizada na Estação de Tratamento de Esgotos da Mangueira que recebe os esgotos de uma comunidade de baixa renda da cidade de Recife-PE. O reator tem volume útil de 160 L (cento e sessenta litros) e opera em batelada com ciclos de 08h (oito horas) divididas em: enchimento e fase anaeróbia (120 min), fase aeróbia (260 min), fase anóxica (50 min), sedimentação (45 min) e esvaziamento (5 min). Os comportamentos previstos pelo modelo para as frações de matéria orgânica, de nitrogênio e de fósforo e do oxigênio dissolvido (OD) e taxa de consumo de oxigênio são coerentes com o descrito pela literatura e concordam com os dados medidos durante a fase de operação do reator. No entanto, faz-se necessária sua validação com maiores séries temporais de dados para maximizar sua confiabilidade, assim como é imprescindível que sejam instalados equipamentos para medição do volume de oxigênio adicionado, monitoramento online do OD e da alcalinidade e controle rigoroso do volume e características do lodo descartado e das frações de sólidos em todas as fases da operação do reator. Embora o modelo não tenha tido sua capacidade de previsão dos parâmetros validada, foi possível verificar a aplicabilidade do ASM2d para a configuração de fases escolhida e com temperatura próxima à real.

Palavras-chave: Reator em batelada sequencial, tratamento de efluentes, remoção de nutrientes, Activated Sludge Model nº 2d – ASM2d, tecnologia ambiental.

ABSTRACT

The objective of this study was to evaluate the modified ASM2d algorithm foresight capacity using the AQUASIM 2.0® program after its calibration for sequencing batch reactor with the addition of external carbon source for domestic sewage treatment aiming at removal of organic matter, phosphorus and nitrogen. The pilot plant is installed at UFPE's experimental area at the Wastewater Treatment Plant of Mangueira which receives influent from a low-income community in the city of Recife-PE. The reactor has an effective volume of 160 L (one hundred sixty liters) and operates in batch with cycles of 08h (eight hours) divided into: filling and anaerobic stage (120 min), aerobic phase (260 min), anoxic phase (50 min), sedimentation (45 minutes) and emptying (5 min). The behavior predicted by the model for fractions of organic matter, nitrogen and phosphorus, dissolved oxygen (DO) and oxygen uptake rate are consistent with that described in the literature and agree with the measured data during reactor operation phase. However, a validation with larger data time series is necessary to maximize its reliability, as it is indispensable to have installed equipment for measuring oxygen input, online monitoring of DO and alkalinity and strict control of the volume and characteristics of the excess sludge and solid fractions for all phases of reactor operation. Although the model has not had its predictive power validated, it was possible to verify the applicability of ASM2d for the chosen stage setting and at a temperature close to the operational.

Key-words: Sequencing batch reactor, wastewater treatment, nutrient removal, Activated Sludge Model n° 2d – ASM2d, environmental technology.

SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO.....	11
2.	OBJETIVO GERAL.....	13
2.1.	Objetivos específicos	13
3.	REVISÃO DE LITERATURA	14
3.1.	Tratamento de efluentes	14
3.2.	Lodos ativados	17
3.3.	Remoção de matéria orgânica	20
3.4.	Remoção de nitrogênio.....	22
3.5.	Remoção de fósforo	26
3.6.	Reator em bateladas sequenciais	28
3.6.1.	Reator em estudo	30
3.7.	Modelagem matemática	34
4.	MATERIAIS E MÉTODOS.....	38
4.1.	Modelo ASM2d.....	38
4.2.	Modelo ASM2d modificado	40
5.	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	48
5.1.	Modelagem com ASM2d padrão.....	48
5.2.	Modelagem com ASM2d modificado.....	51
6.	CONCLUSÃO.....	58
7.	RECOMENDAÇÕES.....	59

LISTA DE FIGURAS

Figura 01 – Sistema de lodos ativados com aeração prolongada.....	20
Figure 02 – Esquema do ciclo do nitrogênio em sistemas de tratamento de esgoto.	23
Figura 03 - Esquema dos transportes e transformações que podem ocorrer em um floco em meio com baixa concentração de OD.....	25
Figura 04 - Variáveis que potencializam a emissão de N_2O na remoção biológica de nitrogênio de efluentes e possíveis causas de influência sobre as mesmas	25
Figura 05 – Sequencia operacional de um reator em bateladas.	29
Figura 06 - Instalação do experimento.....	31
Figura 07 – RBS em estudo.	32
Figura 08 - Esquema do reator em bateladas sequenciais em estudo.....	33
Figura 09 – Comportamentos das frações de matéria orgânica dissolvida gerados pelo modelo ASM2d padrão.....	48
Figura 10 – Comportamentos das frações de fósforo gerados pelo modelo ASM2d padrão.	49
Figura 11 – Comportamentos das frações de nitrogênio gerados pelo modelo ASM2d padrão.	50
Figura 12 – Comportamentos das frações de fósforo gerados pelo modelo ASM2d modificado.....	52
Figura 13 – Comportamentos das frações de nitrogênio gerados pelo modelo ASM2d modificado.	53
Figura 14 – Comportamento da matéria orgânica solúvel gerado pelo modelo ASM2d modificado.	55
Figura 15 – Comportamento da concentração de oxigênio dissolvido em um ciclo.....	56
Figura 16 – Comportamento da taxa de consumo de oxigênio (oxygen uptake rate - OUR).	56

LISTA DE TABELAS

Tabela 01 – Classificação dos sistemas de lodos ativados em função da idade do lodo.....	18
Tabela 02 – Características médias do esgoto sanitário afluyente ao RBS	30
Tabela 03 – Ciclo de operação do reator em estudo.....	33
Tabela 04 – Variáveis de estado do modelo ASM2d modificado.	42
Tabela 05 – Parâmetros estequiométricos do modelo ASM2d modificado.	42
Tabela 06 – Parâmetros cinéticos do modelo ASM2d modificado.	44
Tabela 07 – Matriz estequiométrica para o modelo ASM2d.....	46
Tabela 08 – Tabela comparativa entre dados medidos e modelados para o comportamento do fósforo. ...	52
Tabela 09 – Tabela comparativa entre dados medidos e modelados para o comportamento do nitrogênio.	53

1. INTRODUÇÃO

A tendência de crescimento da população mundial agregada às modificações ocorridas nos padrões de vida e ao desenvolvimento de técnicas de exploração de recursos naturais têm lançado sobre o homem a responsabilidade por alterações ambientais de proporções cada vez maiores. Tais alterações são capazes de gerar impactos das mais diversas naturezas, o que tem alimentado discussões quanto à responsabilidade da humanidade sobre suas atividades e seus rejeitos.

O saneamento básico é composto por quatro pilares que promovem a saúde do meio e das populações: abastecimento de água potável; drenagem urbana; coleta, tratamento e disposição de resíduos sólidos; e coleta, tratamento e lançamento de efluentes.

Ao longo das últimas décadas, a necessidade de investimentos em coleta, tratamento e lançamento planejado de esgotos sanitários tem se tornado mais evidente, em virtude das crescentes aglomerações urbanas, muitas vezes desordenadas, e dos seus impactos negativos causados tanto ao meio ambiente natural quanto ao meio ambiente artificial. Ao mesmo tempo, as exigências quanto à qualidade do efluente tratado e à disposição dos rejeitos do tratamento têm se tornado mais restritivas. Desta forma, os estudos voltados para a melhoria da eficiência dos sistemas de tratamento de efluentes através de medidas de monitoramento, modelagem e controle destes, têm se tornado fundamentais para adequar os sistemas sem investimento direto em obras e equipamentos.

A modelagem matemática é um importante instrumento para um melhor acompanhamento dos processos que ocorrem em um reator biológico, assim como para a obtenção de parâmetros que permitam elaborar projetos e operar sistemas de tratamento de efluente de forma a atingir sua máxima eficiência na remoção de nutrientes e matéria orgânica a fim de enquadrar o efluente nos padrões de lançamento estabelecidos pela legislação ambiental.

Além da otimização do desempenho dos processos, a modelagem pode ser aplicada para estudos de ampliação e criação de estações, treinamentos e estudos acerca dos processos e desenvolvimentos de novas técnicas de tratamento de esgoto. Tendo em vista

os excelentes resultados obtidos em pesquisas que vêm sendo realizadas com reatores de bateladas sequenciais (RBS) para tratamento de efluentes domésticos

Diante dos resultados obtidos em pesquisas anteriores utilizando reatores de bateladas sequenciais (RBS) com fases anaeróbia, aeróbia e anóxica para tratamento de efluentes domésticos, percebeu-se que variações nestas fases eram capazes de alterar sua eficiência. A eficiência de tratamento pode ser aumentada através de alterações na duração de cada fase, quantidade de oxigênio disponível na fase aeróbia, quantidade de fonte externa de carbono adicionada no início da fase anóxica, entre outros parâmetros como temperatura, pH e alcalinidade. Estas alterações são capazes de favorecer rotas metabólicas e a seleção de organismos adequados aos objetivos desejados. Desse modo, a modelagem matemática do RBS permitirá prever as condições de operação que maximizem sua eficiência.

Neste sentido, o presente trabalho pretende contribuir para o entendimento da modelagem matemática da remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo de esgoto doméstico tratado em RBS com ciclos de fases anaeróbia, aeróbia e anóxica, através da aplicação do modelo ASM2d.

2. OBJETIVO GERAL

O objetivo geral deste estudo é avaliar a capacidade de previsão do algoritmo ASM2d, utilizando o programa AQUASIM 2.0® após sua calibração e validação para um reator de bateladas sequenciais com adição de fonte externa de carbono para tratamento de esgoto doméstico objetivando a remoção de matéria orgânica, fósforo e nitrogênio.

2.1. Objetivos específicos

- Modificar o modelo ASM2d implementado no programa AQUASIM 2.0® incluindo adição de fonte externa de carbono para que descreva o comportamento do RBS em estudo;
- Calibrar o modelo ASM2d modificado objetivando principalmente os processos de remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo;
- Validar o modelo ASM2d calibrado para o reator em estudo;
- Verificar a capacidade de previsão do modelo.

3. REVISÃO DE LITERATURA

3.1. Tratamento de efluentes

Todas as atividades humanas geram rejeitos sólidos, líquidos e/ou gasosos, os quais apresentam as mais variadas características físicas, químicas e biológicas. Sendo assim, são necessárias diferentes formas de monitoramento, coleta e tratamento destes resíduos para reduzir os impactos aos ambientes naturais e artificiais. Como a água, é um elemento abundante na Terra e seu ciclo permite que ela exista em seus três estados físicos e percorra todo o planeta, os contaminantes em contato com ela, podem ser transportados por longas distâncias gerando impactos nos corpos hídricos, solo, atmosfera, fauna e flora. Além do transporte, a água também permite o contato e reação entre diversos compostos, podendo gerar impactos sinérgicos.

A maioria dos resíduos líquidos ou efluentes é constituída de misturas relativamente complexas e são classificados de acordo com sua origem em industrial, de drenagem ou doméstico. Esta complexidade é mais evidente nos despejos urbanos (esgoto doméstico) e, principalmente, nos despejos industriais, uma vez que as indústrias dos mais diversos setores geram efluentes resultantes de diversas correntes originadas dentro da indústria. Na maioria das vezes, estes efluentes contêm muitas substâncias químicas, e há potencial para efeitos antagônicos e sinérgicos, o que dificulta a caracterização dos inúmeros compostos presentes (GRUNDITZ; GUMAELIUS; DALHAMMAR, 1998). Neste trabalho, adotaremos a definição de esgoto doméstico da NBR 9648/86: despejo líquido resultante do uso da água para higiene e necessidades fisiológicas humanas.

A seleção do tipo e do grau de tratamento de um efluente a ser lançado em um curso d'água considera dois aspectos fundamentais: o conhecimento dos usos preponderantes desejados para este corpo d'água e, por conseguinte, dos padrões de qualidade a serem mantidos, e o estudo da capacidade de autodepuração do corpo receptor.

O tratamento dos efluentes gerados nas atividades humanas se torna necessário quando suas propriedades e/ou volume excedem a capacidade de suporte do ambiente no qual ele será descartado. As etapas de tratamento de efluentes podem ser divididas em operações e processos unitários, sendo os primeiros de caráter físico e os seguintes de

caráter químico ou biológico. As operações físicas são aquelas onde há predominância dos fenômenos físicos e se caracterizam principalmente nos processos de remoção das substâncias fisicamente separáveis dos líquidos ou que não se encontram dissolvidos. Os processos químicos são raramente adotados isoladamente, devido à necessidade de se utilizar compostos químicos, com elevado custo de obtenção e de tratamento do lodo resultante. Costumam ser adotados quando os processos biológicos e as operações físicas não atendem, ou não atuam eficientemente nas características que se deseja reduzir ou remover, ou podem ter sua eficiência melhorada (JORDÃO; PESSOA, 2011). O tratamento biológico utiliza micro-organismos para a conversão da matéria orgânica ou outros componentes das águas residuárias a subprodutos e novas células, sendo extensivamente utilizados para a remoção de carbono e de nutrientes, como nitrogênio e fósforo, em despejos urbanos e industriais (WOLFF, 2005).

Os objetivos do tratamento biológico de esgotos domésticos são em geral: transformar componentes biodegradáveis dissolvidos e particulados em produtos finais aceitáveis; capturar e incorporar sólidos coloidais suspensos e não sedimentáveis em flocos biológicos (biomassa suspensa) ou biofilme (biomassa aderida); transformar e remover nutrientes e, em alguns casos, remover compostos orgânicos traço específicos. Nos processos com biomassa suspensa, os micro-organismos responsáveis pelo tratamento são mantidos suspensos no líquido por um método de mistura apropriado. Enquanto nos processos com biomassa aderida, os micro-organismos permanecem aderidos a um material inerte (pedra, cascalho, uma grande variedade de plásticos e outros materiais) (FALKENTOFT et al., 2001; FUJII, 2011; LOUKIDOU; ZOUBOULIS, 2001; MATSUMOTO; TERADA; TSUNEDA, 2007; METCALF; EDDY, 2003).

Existem dois tipos gerais de biodegradação: mineralização e biotransformação. A mineralização ocorre quando compostos orgânicos são convertidos por organismos vivos sob condições aeróbias em produtos finais não-orgânicos, produzindo energia. A biotransformação ocorre quando os compostos orgânicos não são completamente mineralizados, sendo uma porção convertida em outros compostos orgânicos (SAWYER; MCCARTY; PARKIN, 2003).

Os processos biológicos para tratamento de efluentes consistem em uma comunidade mista com uma grande variedade de micro-organismos, incluindo bactérias, protozoários, fungos, rotíferos e algas. Diferentes micro-organismos podem utilizar uma grande variedade de aceptores de elétrons, incluindo oxigênio, nitrito, nitrato, ferro, sulfato, compostos orgânicos e dióxido de carbono. Micro-organismos que obtêm o carbono para o seu crescimento celular de matéria orgânica ou dióxido de carbono são conhecidos como heterótrofos, enquanto organismos que obtêm carbono celular de dióxido de carbono são chamados de autótrofos. A energia necessária para a síntese celular pode ser obtida através da luz ou de reações de oxidação química. Os organismos capazes de utilizar luz como fonte de energia são chamados de fototróficos, sendo heterótrofos (algumas espécies de bactérias redutoras de sulfato) ou autótrofos (algas e bactérias fotossintetizantes).

Organismos que obtêm sua energia de reações químicas são conhecidos como quimiotróficos, sendo heterotróficos (protozoários, fundos e a maioria das bactérias) ou autótrofos. Químioautótrofos obtêm energia da oxidação de compostos inorgânicos reduzidos, como amônia, nitrito, ferro ferroso e sulfeto. As reações químicas produtoras de energia dos quimiotróficos são reações de oxirredução, que envolvem a transferência de elétrons de um doador para um aceptor de elétrons, disponíveis na célula durante o metabolismo ou obtidos do exterior da célula. Organismos que geram energia por transporte enzimático de elétrons para um aceptor externo possuem metabolismo respiratório. O uso de um aceptor interno de elétrons é chamado de metabolismo fermentativo e é um processo de menor eficiência energética que a respiração. Quando o oxigênio é usado como aceptor de elétrons a reação é chamada de aeróbia e reações envolvendo outros aceptores finais de elétrons são consideradas anaeróbicas. O termo anóxico é usado para distinguir o uso de nitrito e nitrato como aceptores de elétrons dos outros sob condições anaeróbicas (METCALF; EDDY, 2003).

Os principais exemplos de reatores aeróbios de tratamento de efluentes são: lodos ativados, filtro percolador, biofiltro aerado e lagoas aeróbias. Tanque séptico, reator anaeróbio de fluxo ascendente (UASB) e lagoa anaeróbia são exemplos de reatores anaeróbios de tratamento de efluentes. A seleção e dimensionamento de cada unidade para o tratamento de determinado efluente é função da qualidade inicial do efluente e do padrão de qualidade que se deseja atingir, assim como da vazão produzida, condições ambientais

locais, disponibilidade de espaço e custos relativos à instalação, operação e manutenção do sistema. A Resolução CONAMA nº 357/2005 dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes. A Resolução CONAMA nº 430/2011 complementa e altera a anterior no que diz respeito às condições e padrões de lançamento de efluentes.

Os reatores convencionais para tratamento de efluentes possuíam tempo de retenção celular (TRC) e tempo de detenção hidráulica (TDH) iguais, mas os estudos relativos aos modelos cinéticos de degradação microbiana indicam que, em geral, existem duas taxas de degradação: uma mais alta e uma mais baixa. Estas duas taxas são explicadas pela degradação inicial e mais rápida dos compostos facilmente biodegradáveis e pela posterior degradação mais lenta de compostos mais recalcitrantes do substrato (ADMON; GREEN; AVNIMELECH, 2001; LIWARSKA-BIZUKOJC; BIZUKOJC; LEDAKOWICZ, 2002; TREMIER et al., 2005). Desse modo, realizou-se a diferenciação entre TRC e TDH através da decantação e reciclo da biomassa, enquanto se obtinha um efluente com conteúdo carbonáceo inferior ao afluente.

3.2. Lodos ativados

Lodo ativado é o floco produzido num esgoto bruto ou decantado pelo crescimento de bactérias zoogleias ou outros organismos, na presença de oxigênio dissolvido, e acumulado em concentração suficiente graças ao retorno de outros flocos previamente formados (JORDÃO; PESSOA, 2011). O sistema de lodos ativados é amplamente utilizado mundialmente para o tratamento de despejos domésticos e industriais, em situações em que são necessários elevada qualidade do efluente e reduzidos requisitos de área. No entanto, este sistema demanda mecanização superior à de outros sistemas de tratamento, implicando em uma operação mais sofisticada e em maior consumo de energia elétrica (VON SPERLING, 2012), visto que é necessário suprir as elevadas necessidades de oxigênio dos flocos através de absorção forçada da atmosfera ou por injeção de ar no meio líquido.

As bactérias aeróbias heterótrofas encontradas nos lodos ativados são capazes de produzir biopolímeros extracelulares que resultam na formação de flocos biológicos que podem ser separados do líquido tratado por sedimentação resultando em um sobrenadante

com concentrações relativamente baixas de bactérias livres e sólidos suspensos. Consumindo bactérias livres e partículas coloidais, os protozoários melhoram a clarificação do efluente e sua presença é um bom indicador de que a operação do processo está estável e livre de problemas. Rotíferos também podem ser encontrados em lodos ativados, assim como nematódeos e outros micro-organismos multicelulares, o que ocorre com TRC mais longo. Organismos indesejados podem se desenvolver nos reatores biológicos, a depender das cargas aplicadas e condições ambientais, podendo causar a diminuição da densidade e sedimentabilidade do lodo (METCALF; EDDY, 2003).

Os sistemas de lodos ativados podem ser classificados, em função da idade do lodo e da carga aplicada de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) por unidade de volume, em uma das seguintes categorias (Tabela 01).

Tabela 01 – Classificação dos sistemas de lodos ativados em função da idade do lodo.

Idade do lodo	Carga de DBO aplicada por unidade de volume	Faixa de idade do lodo	Denominação usual
Reduzidíssima	Altíssima	Inferior a 3 dias	Aeração modificada
Reduzida	Alta	4 a 10 dias	Lodos ativados convencional
Intermediária	Intermediária	11 a 17 dias	-
Elevada	Baixa	18 a 30 dias	Aeração prolongada

Fonte: (VON SPERLING, 2012).

Esta classificação segundo a idade do lodo se aplica, tanto para os sistemas de fluxo contínuo (líquido entrando e saindo continuamente do reator de lodos ativados) quanto para os sistemas de fluxo intermitente ou batelada (entrada do líquido descontínua em cada reator de lodos ativados).

A etapa biológica dos lodos ativados (reator biológico e decantador secundário) pode receber esgotos brutos (usualmente na modalidade de aeração prolongada), efluentes de decantadores primários (lodos ativados convencional), efluentes de reatores anaeróbios e efluentes de outros processos de tratamento de esgotos, para polimento adicional do efluente.

No sistema de lodos ativados convencional para se economizar energia para a aeração e reduzir o volume do reator biológico, parte da matéria orgânica (sedimentável) dos esgotos é retirada antes do tanque de aeração, através de decantador primário. A idade do

lodo é usualmente da ordem de 4 a 10 dias e o tempo de detenção hidráulica no reator, da ordem de 6 a 8 horas. Com esta idade do lodo, a biomassa retirada do sistema no lodo excedente requer ainda uma etapa de estabilização no tratamento do lodo (adensador e digestores), por conter ainda um elevado teor de matéria orgânica armazenada nas suas células (VON SPERLING, 2012).

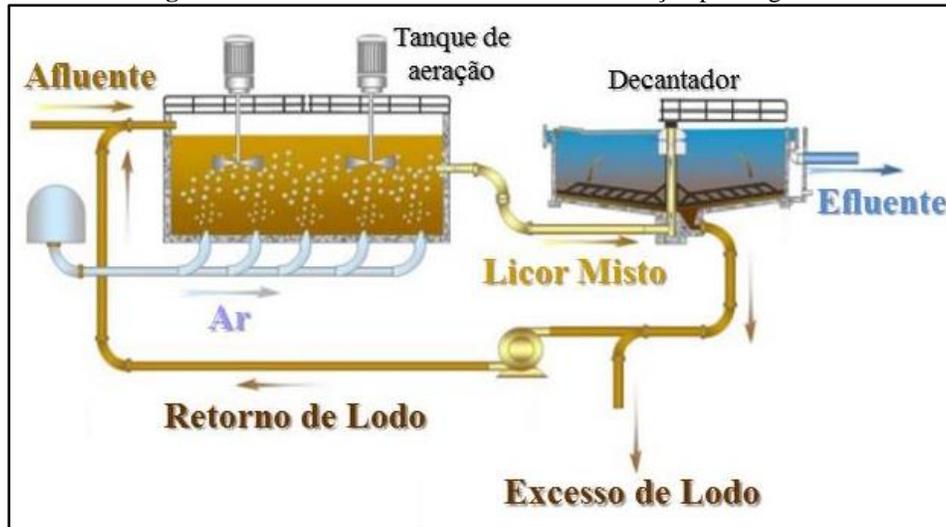
No sistema de lodos ativados com aeração prolongada a biomassa permanecerá no sistema por um período mais longo, da ordem de 18 a 30 dias, recebendo a mesma carga de DBO do esgoto bruto que o sistema convencional. Portanto, haverá menor disponibilidade de alimento para as bactérias (relação A/M de apenas 0,07 a 0,15 kgDBO/kgSSVTA×dia). A quantidade de biomassa (kgSSVTA) é maior que no sistema de lodos ativados convencional, o volume do reator aeróbio é também maior, e o tempo de detenção do líquido é em torno de 16 a 24 horas. Portanto, há menos matéria orgânica por unidade de volume do tanque de aeração e também por unidade de biomassa do reator. Em decorrência, as bactérias, para sobreviver, passam a utilizar nos seus processos metabólicos a própria matéria orgânica biodegradável componente das suas células. Esta matéria orgânica celular é convertida em gás carbônico e água, por meio da respiração. Isto corresponde a uma estabilização da biomassa, ocorrendo no próprio tanque de aeração. Enquanto no sistema convencional a estabilização do lodo é feita em separado (na etapa de tratamento de lodo), na aeração prolongada ela é feita conjuntamente, no próprio reator. O consumo adicional de oxigênio para a estabilização de lodo (respiração endógena) é significativo e inclusive pode ser maior que o consumo para metabolizar o material orgânico do afluente (respiração exógena) (VON SPERLING, 2012).

Uma vez que não há necessidade de se estabilizar o lodo biológico excedente, procura-se evitar também a geração de alguma outra forma de lodo, que venha a requerer posterior estabilização. Deste modo, os sistemas de aeração prolongada usualmente não possuem decantadores primários. Com isto, obtém-se uma grande simplificação no fluxograma do processo: não há decantadores primários nem unidades de digestão de lodo (Figura 01).

A consequência desta simplificação do sistema é a elevação do gasto com energia para aeração, já que o lodo é estabilizado aerobiamente no tanque de aeração. Por outro

lado, a reduzida disponibilidade de alimento e a sua praticamente total assimilação fazem com que a aeração prolongada seja a variante do lodos ativados mais eficiente na remoção de DBO.

Figura 01 – Sistema de lodos ativados com aeração prolongada.



Fonte: adaptado de WISA (2002).

3.3. Remoção de matéria orgânica

A matéria orgânica presente nas águas residuárias é composta por uma combinação de carbono, hidrogênio, oxigênio, e até mesmo em alguns casos, nitrogênio. Tais elementos formam uma variedade de moléculas orgânicas que possuem desde estruturas simples a complexas (METCALF; EDDY, 2003). Três quartos do carbono orgânico podem ser atribuídos à carboidratos, gorduras, proteínas, aminoácidos e ácidos voláteis, enquanto o restante engloba outras moléculas orgânicas, tais como hormônios, vitaminas, surfactantes, antibióticos, contraceptivos hormonais, purinas, pesticidas, hidrocarbonetos e pigmentos (GRAY, 2004).

A remoção biológica da matéria orgânica é realizada por micro-organismos heterótrofos, que utilizam o carbono para a produção de energia e crescimento. Neste processo, através da ação enzimática das células, moléculas orgânicas de cadeias complexas (carboidratos, lipídios, proteínas) são transformadas em moléculas com cadeias de menor complexidade. O material orgânico é metabolizado pelos micro-organismos aeróbios em duas vias: o catabolismo e o anabolismo. Na primeira via as moléculas

orgânicas são oxidadas a dióxido de carbono (CO_2), água e outros produtos, havendo uma liberação de energia que é então capturada pelos organismos para a utilização em suas atividades celulares e para a produção de novas células. No anabolismo, a matéria orgânica é metabolizada pelos micro-organismos para a síntese do protoplasma (formação de novas células), utilizando-se parte da energia que foi liberada na oxidação. Quando toda a matéria orgânica biodegradável é utilizada, inicia-se o processo conhecido como respiração endógena, onde as novas células consomem o próprio material celular para a obtenção de energia que é então utilizada na manutenção celular (METCALF; EDDY, 2003).

As etapas envolvidas na oxidação anaeróbia de resíduos são, em geral: hidrólise, quando o material particulado é convertido em componente solúveis que podem ser posteriormente hidrolizados para monômeros que serão usados por bactérias que realizam fermentação; fermentação, quando aminoácidos e açúcares, e alguns ácidos graxos são degradados, produzindo acetato, hidrogênio, CO_2 , propionato e butirato; e metanogênese, quando metanogênicas acetoclásticas dividem acetato em metano e dióxido de carbono, e metanogênicas capazes de utilizar hidrogênio, utilizam-no como doador de elétron e CO_2 como receptor de elétron para produzir metano. As bactérias metanogênicas e acidogênicas possuem uma relação de simbiose, no qual as metanogênicas convertem os produtos da fermentação em metano e dióxido de carbono. Bactérias redutoras de sulfato, que reduzem sulfato a sulfeto, são organismos indesejados nas operações anaeróbias, visto que o sulfeto pode ser tóxico para bactérias metanogênicas quando apresenta concentração suficientemente elevada. Nos processos anaeróbios, duas taxas limitantes são importantes: a taxa de conversão da hidrólise e a taxa de consumo do substrato solúvel na fermentação e metanogênese (METCALF; EDDY, 2003).

Os processos de fermentação e oxidação anaeróbia são utilizados principalmente para o tratamento do lodo biológico e despejos com elevada carga orgânica e são vantajosos por haver menor geração de biomassa e pelo aproveitamento da energia, que pode ser recuperada através da queima do metano proveniente da degradação biológica de substratos orgânicos. Um grande número de diferentes organismos está envolvido na conversão anaeróbia de matéria orgânica a metano, incluindo bactérias fermentativas, bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio e archaeas metanogênicas (SHIMADA et al., 2007).

Micro-organismos em um RBS anaeróbio ficam expostos a concentrações variáveis de substrato ao longo do ciclo, resultando em maiores taxas de conversão de substrato e eficientes floculação e sedimentação da biomassa (DAGUE; C.STUCKEY, 1992). Esta dinâmica cria um ambiente no qual a geração de polímeros de reserva pode prover uma vantagem competitiva aos micro-organismos capazes de acumular produtos. O acúmulo de polímeros de reserva está bem documentado para reatores aeróbios (Beun et al., 2000; Martins et al., 2003) e faz parte de modelos matemáticos comumente utilizados para sistemas aeróbios (Gujer et al., 1999). Os micro-organismos aeróbios são mais eficientes que os anaeróbios, em se tratando de utilização de substrato e produção de energia, ou seja, a remoção de material orgânico carbonáceo é mais eficiente em processos aeróbios que em anaeróbios. A taxa de crescimento dos micro-organismos aeróbios dependem de vários fatores como o OD, pH, temperatura, material carbonáceo, nutrientes e a presença de agentes inibidores.

3.4. Remoção de nitrogênio

No caso do esgoto sanitário, o nitrogênio presente é originário, majoritariamente, de proteínas do metabolismo do corpo humano e é encontrado, essencialmente, sob as formas de compostos orgânicos nitrogenados (40%) e amônia (60%) resultante da amonificação do nitrogênio orgânico e da hidrólise da ureia pela ação da uréase. Dentre outros compostos orgânicos, os principais são os aminoácidos, proteínas e ureia (GERARDI, 2002; WEF; ASCE; EWRI, 2005). A porção biodegradável do nitrogênio pode dividir-se em nitrogênio orgânico solúvel e nitrogênio orgânico particulado. Assim, são identificadas as formas: amônio (NH_4^+); nitrogênio amoniacal, composto pelas cotas de íon amônio (NH_4^+) e de gás amoníaco (NH_3); nitrogênio orgânico (N-Orgânico) e duas formas oxidadas, o nitrito (N-NO_2^-) e nitrato (N-NO_3^-), não tão comumente encontradas (HENZE et al., 2000; WEF; ASCE; EWRI, 2005).

Nitrificação é o termo usado para descrever o processo biológico de duas etapas no qual a amônia é oxidada a nitrito e o nitrito é oxidado a nitrato por dois grupos distintos de bactérias quimiolitotróficas (em geral, *Nitrosomonas* e *Nitrobacter* com *Nitrospira*) utilizando como fonte de carbono apenas o carbono inorgânico (MADIGAN et al., 2012). Os dois principais grupos de micro-organismos envolvidos na nitrificação biológica são

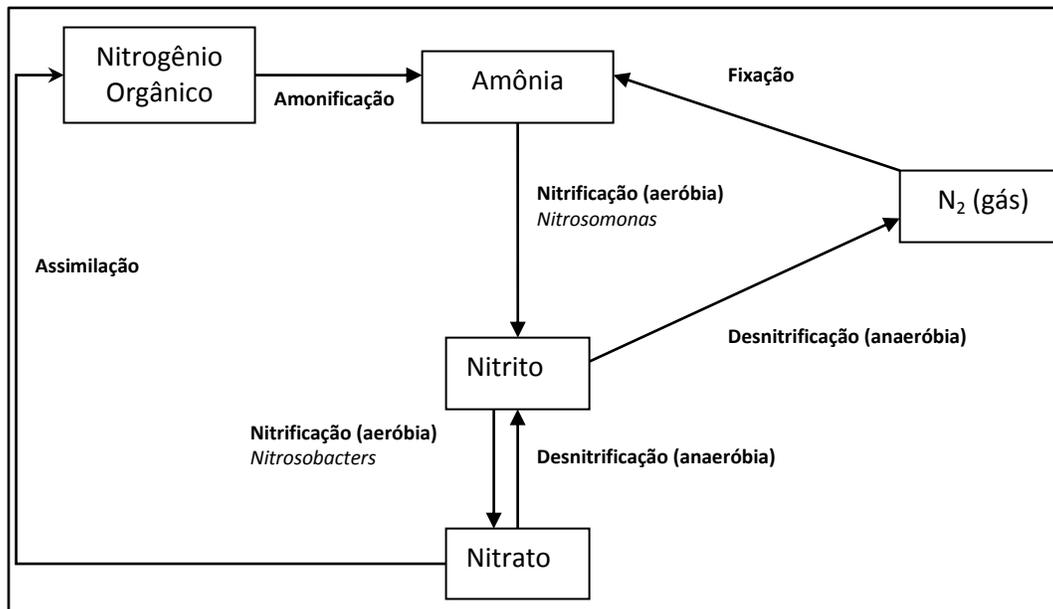
micro-organismos litoautotróficos oxidadores de amônia (AOB) e micro-organismos litoautotróficos oxidadores de nitrito (NOB).

A demanda de nitrificação no tratamento de efluentes surge da preocupação quanto ao efeito da amônia na qualidade da água em corpos receptores, com relação às concentrações de oxigênio dissolvido e toxicidade para peixes, à necessidade de remoção do nitrogênio para controlar a eutrofização, onde as águas subterrâneas devem ser protegidos contra elevadas concentrações de nitratos e quando o efluente do sistema de tratamento de esgoto é usado para recarga de aquífero ou outras aplicações de água de reuso.

Em processos com biomassa suspensa, é mais comum que se alcance a nitrificação juntamente com a remoção da DBO num tanque de lodo único, consistindo de um tanque de aeração, um decantador e um sistema de recirculação de lodo. A concentração de nitrogênio, DBO, alcalinidade, temperatura e potencial de toxicidade são os principais fatores a serem considerados no dimensionamento de processos biológicos de nitrificação. Bactérias nitrificantes tem se mostrado um bom indicador da presença de compostos orgânicos tóxicos em baixas concentrações, como solventes químicos orgânicos, proteínas, taninos, compostos fenólicos, álcoois, éteres, cianatos, carbamatos, e benzeno. A nitrificação também é inibida por amônia não ionizada, ácido nitroso não ionizado e metais (METCALF; EDDY, 2003). A redução biológica de nitrato a óxido nítrico, óxido nitroso, e nitrogênio gasoso é denominada desnitrificação.

A redução assimilativa do nitrato envolve a redução do nitrato a amônia para uso na síntese celular. A redução desassimilativa do nitrato ou desnitrificação biológica está ligada à cadeia transportadora de elétrons, onde nitrato e nitrito são utilizados como aceptores finais de elétrons para a oxidação de uma variedade de doadores orgânicos e inorgânicos de elétrons. Bactérias capazes de realizar desnitrificação são tanto autótrofas quanto heterótrofas. *Pseudomonas* (heterótrofas) são as mais comuns e amplamente distribuídas de todas as bactérias desnitrificantes, sendo capazes de utilizar uma grande variedade de compostos orgânicos. A Figura 02 apresenta um esquema geral do ciclo do nitrogênio em sistemas de tratamento de esgotos.

Figure 02 – Esquema do ciclo do nitrogênio em sistemas de tratamento de esgoto.



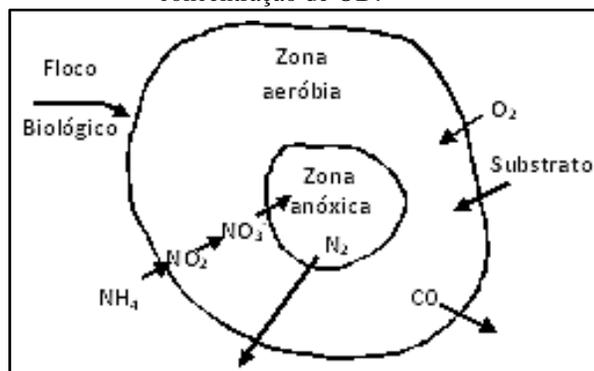
Fonte: Adaptado de (LAMBERT; NWAOKORO; RUSSO, 2004)

No processo biológico de remoção de nitrogênio, o doador de elétron é tipicamente uma destas três fontes: demanda química de oxigênio (DQO) biodegradável dissolvida no esgoto afluente, DQO biodegradável dissolvida produzida durante o decaimento endógeno ou uma fonte externa como metanol e acetato. O oxigênio dissolvido pode inibir a redução do nitrato ao reprimir a enzima redutora de nitrato. Em sistemas de lodos ativados, a desnitrificação pode ocorrer no interior do floco, enquanto a nitrificação está ocorrendo no seu exterior, uma vez que a existência de zonas aeróbicas e anaeróbicas está associada às condições de mistura e distância dos aeradores (METCALF; EDDY, 2003). O oxigênio dissolvido e o substrato solúvel presentes na parte exterior do floco difundem-se na zona aeróbia e, dependendo da concentração de oxigênio dissolvido, de amônia e de DQO biodegradável, o oxigênio dissolvido poderá ser consumido rapidamente no interior do floco de forma que se torna indisponível na camada interna. O nitrato produzido na zona aeróbia pode difundir-se em direção à camada interna conjuntamente com o substrato, ocorrendo a desnitrificação, conforme a ilustração da Figura 03.

O processo de desnitrificação é predominante quando ocorre aumento do valor do pH pela alcalinidade produzida durante a conversão do nitrato a gás nitrogênio. O pH ótimo situa-se entre 7 e 8. A temperatura afeta a taxa de remoção de nitrato e a taxa de

crescimento microbiano (AKUNNA; BIZEAU; MOLETTA, 1994; BERNET; MOLETTA, 1996; GEORGE TCHOBANOQLOUS, FRANKLIN L. BURTON, 2002).

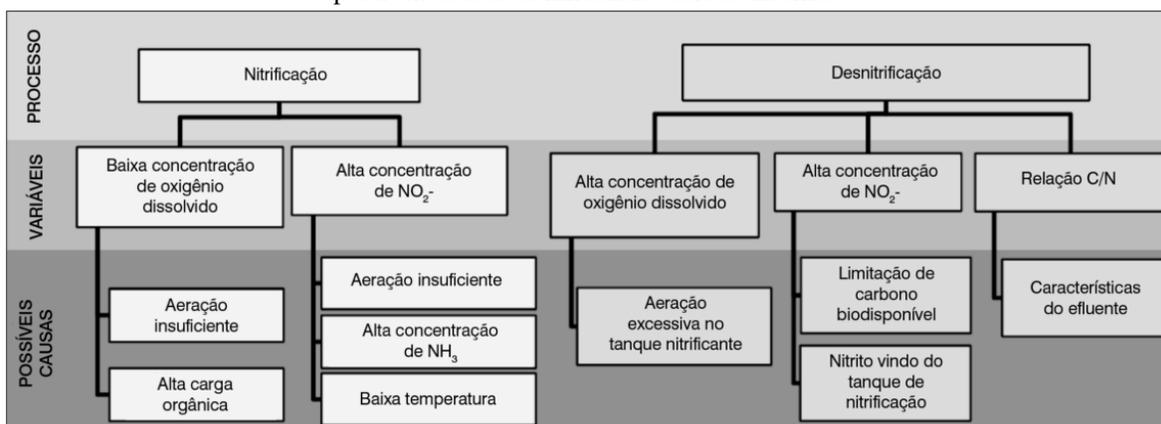
Figura 03 - Esquema dos transportes e transformações que podem ocorrer em um floco em meio com baixa concentração de OD.



Fonte: Adaptado de (METCALF & EDDY, 2003).

Alguns fatores operacionais interferem diretamente na maximização da produção e geração de N_2O tanto no processo de nitrificação quanto no de desnitrificação (Figura 04), como a relação entre o carbono disponível e o nitrogênio encontrada nos efluentes, que acaba por interferir no processo de desnitrificação (BERNET; DELGENES; MOLETTA, 1996) ou a concentração de oxigênio dissolvido tanto no processo nitrificante quanto no desnitrificante (TSUNEDA et al., 2005).

Figura 04 - Variáveis que potencializam a emissão de N_2O na remoção biológica de nitrogênio de efluentes e possíveis causas de influência sobre as mesmas.



Fonte: (adaptado de KAMPSCHREUR *et al.*, 2009) apud BORTOLI; KUNZ; SOARES (2012).

A redução apenas de nitrogênio não é ambientalmente eficiente porque diversas bactérias, cianobactérias e algas podem fixá-lo da atmosfera e oxidá-lo em nitrito e nitrato.

A remoção de fósforo durante o tratamento é, portanto, mais efetiva na atenuação da eutrofização. Em consequência, os sistemas de tratamento de esgotos devem remover quantidades significativas de fósforo, reduzindo-os aos níveis mais baixos possíveis (HENRIQUE et al., 2010).

3.5. Remoção de fósforo

Tratamentos químicos utilizando sais de alumínio ou de ferro são as tecnologias mais comumente utilizadas para separação de fósforo. Sua remoção biológica tem apresentado vantagens por apresentar reduzidos custos com produtos químicos e produção de lodo quando comparados com a precipitação química, uma vez que o fósforo presente no esgoto afluyente é incorporado na biomassa, que é removida do processo como excesso de lodo (SHAMKHI, 2011). O fósforo é importante no mecanismo celular de transferência de energia via adenosina trifosfato (ATP) e polifosfato. Quando a célula consome energia, ATP é convertida em adenosina difosfato (ADP) com liberação de fósforo.

A estratégia básica da remoção biológica de fósforo (EBFR) é o enriquecimento de micro-organismos capazes de acumular quantidades excessivas de polifosfato em suas células, através do emprego sequencial de condições anaeróbia-aeróbia ou anaeróbia-anóxica (SOEJIMA et al., 2008). A zona anaeróbia, nos processos de tratamento compostos por uma zona anaeróbia e uma aeróbia, é considerada seletora, por prover condições favoráveis ao desenvolvimento de organismos acumuladores de fósforo (PAO) ao invés de outras bactérias heterótrofas.

A população de bactérias, que constituem a fração mais elevada de fósforo (20 a 30% de massa seca em relação à fração de fósforo por sólidos suspensos voláteis de lodo ativado convencional), é denominada bactéria poli-P ou PAO (METCALF; EDDY, 2003). Organismos acumuladores de glicogênio (GAO) também são capazes de capturar anaerobicamente ácidos graxos voláteis (AGV) e, desse modo, também podem ter sua multiplicação estimulada sob condições similares às das PAO, consumindo a fonte comumente limitada de AGV, sem contribuir para a remoção de fósforo. A competição entre PAO e GAO tem sido intensamente estudada devido aos impactos no desempenho e eficiência de remoção de fósforo e ao fato de que sistemas dominados por PAO têm o

potencial de reduzir custos operacionais através da minimização da adição de suplementos, como precipitantes químicos e fontes de carbono orgânico, necessários para atingir a remoção necessária de fósforo (OEHMEN et al., 2010, 2007).

HOOD e RANDALL (2001) operaram dois reatores sequenciais em batelada com populações cultivadas em acetato e ácido propiônico respectivamente, com o objetivo de verificar a pressão seletiva destes AGV em longo prazo. Foi utilizado efluente sintético de caldo de carne enriquecido com leveduras e nutrientes inorgânicos e ciclo de tratamento composto por 2h (duas horas) de período anaeróbio, 4h (quatro horas) de aerobiose e 2h (duas horas) de decantação.

A presença de uma sequencia anaeróbia/aeróbia, por si só, não garante a remoção biológica avançada de fósforo, sendo requerida a presença de ácidos graxos voláteis precursores dos produtos de acumulação intracelular (como os PHA) para dar início ao processo nos PAO presentes no lodo ativado.

Durante o período anaeróbico, o polifosfato (poli-P) armazenado nas células bacterianas é degradado e liberado. Assim, aumenta a concentração de fósforo (P) na massa líquida. A energia derivada deste processo é usada para sequestrar e biotransformar AGV em PHA. No período aeróbio subsequente, os PHA são degradados para a produção da energia que conduzirá o crescimento celular. Além disso, glicogênio e polifosfato são formados durante o metabolismo aeróbio. A biossíntese de polifosfato (que também resulta na captação de P inorgânico da massa líquida) é impulsionada pela energia derivada de catabolismo aeróbio, para o qual os PHA armazenados são a fonte principal de carbono (PRAMANIK et al., 1999).

HENRIQUE et al., (2010) avaliaram a remoção biológica de fósforo em sistemas de lodo ativado, tratando esgoto doméstico por meio de reatores em bateladas sequenciais (RBS), monitorado com diferentes tempos de retenção celular (TRC): 20 (vinte), 05 (cinco) e 03 (três) dias, intercalando fases anaeróbias e aeróbias com baixa concentração de oxigênio dissolvido (0,5 a 1,2 mgO₂.L⁻¹). A remoção biológica de fósforo foi alcançada nos três experimentos. No entanto, o sistema com TRC de 05 (cinco) dias apresentou os melhores resultados de remoção de fósforo total e ortofosfato com 82% (oitenta e dois por cento) e 81% (oitenta e um por cento), respectivamente. Nos ensaios com substrato

sintético, o mesmo reator apresentou maiores relações mgP.mgSSV-1. Mesmo com maiores valores de remoção de fósforo no sistema, não houve diferença significativa ($p < 0,05$) entre os três experimentos. Os resultados mostraram que a concentração de sólidos em suspensão nos reatores não foi o fator limitante no processo de remoção de fósforo; no entanto, a baixa disponibilidade da DQO facilmente biodegradável (6 a 10%) limitou a remoção biológica de fósforo.

A quantidade de fósforo removida por acúmulo biológico pode ser estimado através da quantidade de DQO facilmente biodegradável disponível no esgoto afluente, visto que a esta fração da DQO será convertida a acetato em um curto TDH anaeróbio. Cerca de 10g (dez gramas) de DQO facilmente biodegradável são requeridos para remover 1g (um grama) de fósforo através do mecanismo biológico de acúmulo. Considera-se que entre 10% (dez por cento) e 30% (trinta por cento) da DQO afluente é facilmente biodegradável (METCALF; EDDY, 2003).

3.6. Reator em bateladas sequenciais

Reator em bateladas sequenciais é fundamentalmente um tanque de mistura completa que serve como reator biológico e também como decantador. Segundo ARTAN e ORHON (2005), enquanto que a aeração e decantação acontecem em unidades separadas nos processos de fluxo contínuo, no RBS elas acontecem no mesmo tanque em uma sequência temporal. O funcionamento do RBS acontece em uma operação cíclica, em que cada ciclo apresenta o mesmo padrão de sucessivas fases, permitindo ajustes na duração de cada ciclo e no padrão de alimentação.

O ciclo do RBS envolve essencialmente as etapas de enchimento, reação, decantação, descarga e repouso (Figura 05). Na fase de enchimento ocorre a adição do esgoto bruto no reator, começando as reações bioquímicas com a aeração e mistura, com exceção da alimentação estática, onde a aeração é desligada. Antes de começar essa fase, já está no reator a biomassa ativa, ou seja, o lodo sedimentado que permaneceu do ciclo anterior (repouso), a qual irá interagir com o novo afluente. Após o enchimento, inicia-se a etapa de reação, que tem por objetivo completar as reações iniciadas na fase de enchimento. Nessa etapa é realizada a mistura completa, podendo apresentar uma alternância de condições

aeróbias, anóxicas e anaeróbias, dependendo do objetivo do tratamento (WILDERER; IRVINE; GORONSZY, 2001). Na fase de sedimentação, os aeradores são desligados e ocorre a separação sólido-líquido. O sobrenadante acima do lodo sedimentado é retirado durante a fase de descarte. Depois desta fase, a biomassa permanece no reator em repouso até o começo do próximo ciclo. A fase de repouso é usada para ajustar o tempo entre o fim de um ciclo e o início do outro. Essa fase permite dar maior flexibilidade ao sistema, sendo possível estender a duração de outro ciclo e até remover o lodo excedente, quando necessário (ARTAN; ORHON, 2005).

Figura 05 – Sequencia operacional de um reator em bateladas.

IMAGEM					
FASE DO CICLO	ENCHIMENTO	AERAÇÃO	SEDIMENTAÇÃO	DESCARGA	REPOUSO
OBJETIVO DA FASE	INTRODUÇÃO DO SUBSTRATO	BIODEGRADAÇÃO DO SUBSTRATO	CLARIFICAÇÃO DO EFLUENTE TRATADO	DESCARTE DO EFLUENTE TRATADO	RESERVA DE TEMPO A TRANSFERIR PARA OUTRA FASE, CASO NECESSÁRIO
ESTADO DA AERAÇÃO	LIGADA OU DESLIGADA	LIGADA	DESLIGADA	DESLIGADA	LIGADA OU DESLIGADA

Nota: as duas fases iniciais (enchimento e aeração) podem se sobrepor total ou parcialmente.

Fonte: (SANTOS; FILHO; GIORDANO, 2006)

Reatores em bateladas sequenciais (RBS) representam uma solução alternativa atraente, particularmente quando o terreno disponível, a flexibilidade e a simplicidade da operação são fatores limitantes (DOCKHORN; DICHTL; KAYSER, 2001; FONGSATITKUL et al., 2004; HOPKINS; LANT; NEWELL, 2001; TORRIJOS; VUITTON; MOLETTA, 2001). Permitem ainda a remoção conjunta de matéria carbonácea, nitrogênio e fósforo em um mesmo ciclo de operação, com custos reduzidos se comparados aos processos contínuos. A utilização de RBS apresenta dois benefícios principais: eliminação do decantador secundário e boa retenção da biomassa. Quando aplicado apenas o tratamento anaeróbico no RBS, destaca-se ainda a vantagem de possuir operação relativamente simples (MIQUELETO et al., 2005; OLIVEIRA; DUDA, 2009; RODRIGUES et al., 2003; SHIZAS; BAGLEY, 2002; ZHU; ZHANG; MILLER, 2006).

3.6.1. Reator em estudo

O sistema piloto cujos dados foram utilizados para a realização deste trabalho está instalado na área experimental da UFPE localizada na Estação de Tratamento de Esgotos (ETE) da Mangueira que recebe os esgotos de uma comunidade de baixa renda da cidade de Recife-PE (aproximadamente 500 habitantes) e foi operado de maio de 2013 a julho de 2014, estando em fase de reativação. A Tabela 02 apresenta as características médias do esgoto sanitário afluente ao RBS.

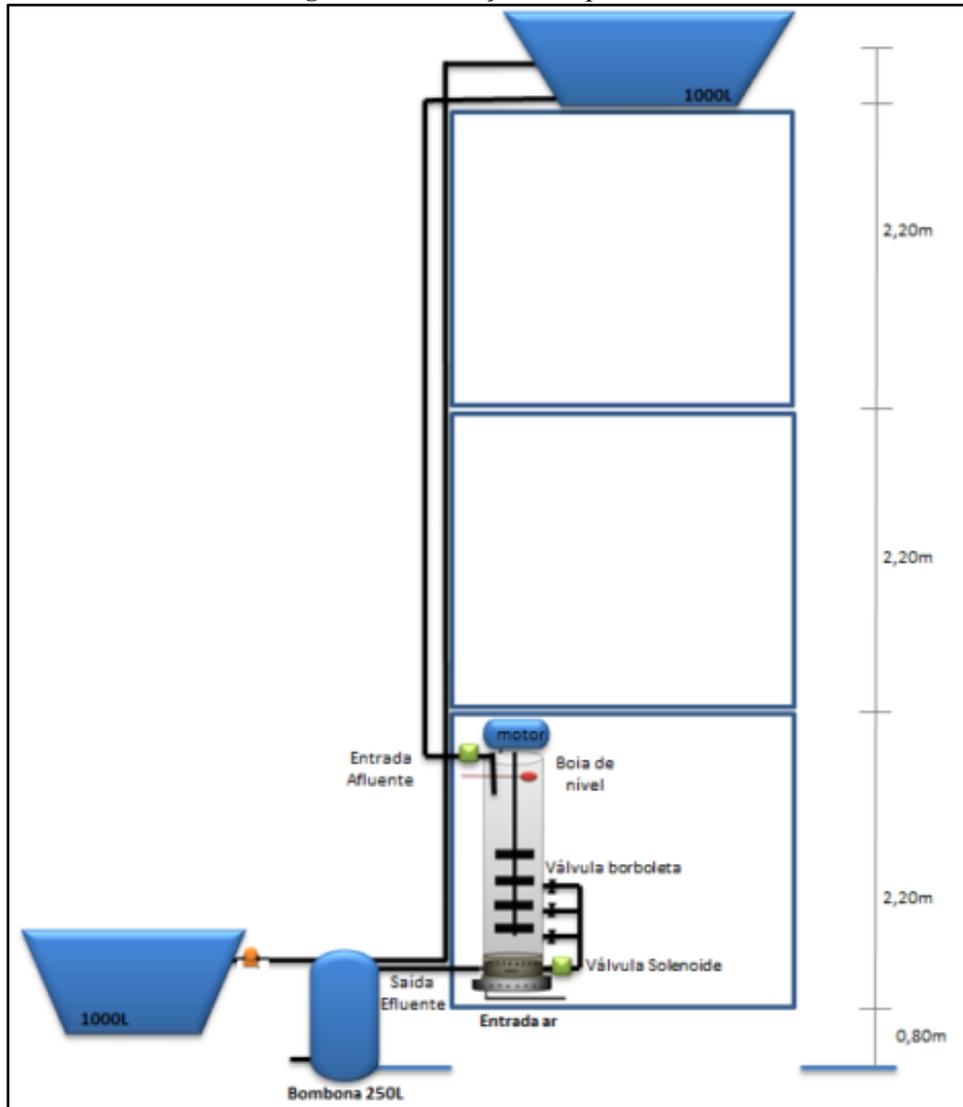
Tabela 02 – Características médias do esgoto sanitário afluente ao RBS.

Parâmetro	Média	Desvio Padrão	Máximo	Mínimo	n
DQO T (mg/L)	251,1	111,5	708,5	81,1	75
DQO F (mg/L)	125,5	83,9	388,1	45,3	75
SST (mg/L)	152,8	84,6	346	108	48
SSV (mg/L)	107,8	49,9	242	98	42
NTK (mg/L)	31,7	7,1	49,0	13,3	70
N-Amoniacal (mg/L)	22,3	5,6	37,9	2,0	69
P-PO4 (mg/L)	2,7	0,8	5,4	0,9	58
pH	7,2	0,3	8,1	6,7	47
Alcalinidade total (mgCaCO₃/L)	207,7	36,4	275,7	118,2	39
Temperatura (°C)	27,11	1,1	29,4	22,5	73

Fonte: (FERREIRA, 2014).

O reator de bateladas sequenciais é alimentado por gravidade a partir de um tanque de alimentação com volume de 1000L (mil litros) localizado no terceiro andar de uma estrutura reforçada para a instalação do experimento. A caixa de alimentação superior é alimentada com o efluente coletado, através de bombeamento, após passagem pelo tratamento preliminar (grade e caixa de areia) da ETE Mangueira e equalizado numa caixa de 1000L (mil litros). Foi utilizada uma bombona de 250 L (duzentos e cinquenta litros) para a captação do efluente do reator, esvaziada diariamente, a fim de reter e permitir a recuperação do lodo em caso de falha do sistema. A estrutura geral com a instalação dos componentes do experimento é apresentada na Figura 06.

Figura 06 - Instalação do experimento.



Fonte: (FERREIRA, 2014).

O reator é de fibra de vidro fabricado com uma altura de 170 cm (cento e setenta centímetros) e com 40 cm (quarenta centímetros) de diâmetro, volume útil de 160L (cento e sessenta litros) e operado em batelada (Figura 07). Os sistemas de alimentação, descarte do efluente, aeração e agitação são automatizados (Figura 08). Infelizmente, não há dados de registros online de nenhum parâmetro.

Figura 07 – RBS em estudo.

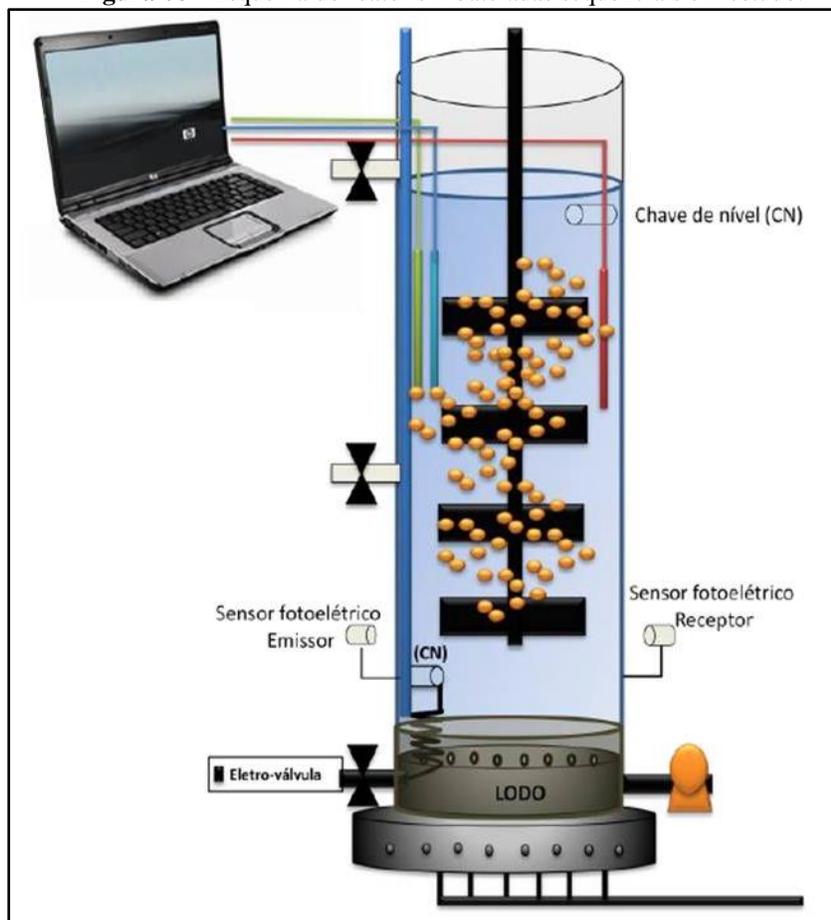


Fonte: (FERREIRA, 2014).

Após enchimento, o reator foi submetido sequencialmente às fases: anaeróbia, aeróbia e anóxica, respeitando o tempo estabelecido para cada fase, conforme apresentado na Tabela 03. Na fase aeróbia, a aeração foi fornecida por meio de compressor de ar em sistema de distribuição instalado na base do reator. A aeração foi realizada de forma intermitente: ao início da fase aeróbia ocorria aeração contínua por 30 (trinta) minutos, seguida de escalonamento de 05 (cinco) minutos com aeração desligada por 05 (cinco) minutos com aeração ligada até o fim da fase. Os principais objetivos do escalonamento da aeração foram permitir a diminuição da concentração de oxigênio no reator, gerando

pequenas fases anóxicas para ocorrência de desnitrificação, e, conseqüentemente, consumir menos oxigênio e energia para operação do sistema.

Figura 08 - Esquema do reator em bateladas sequenciais em estudo.



Fonte: (FERREIRA, 2014).

Tabela 03 – Ciclo de operação do reator em estudo.

Fase	Ciclo	TDH de 8 horas
I	Enchimento (5 min) + Fase anaeróbia	120 min
II	Fase aeróbia	260 min
III	Fase anóxica	50 min
IV	Sedimentação + Esvaziamento (5 min)	50 min

Fonte: Autora.

As análises de nitrato, nitrito e fosfato foram realizadas em análise em fluxo - FIA. As demais análises (DQO, DBO, nitrogênio total, nitrogênio amoniacal, sólidos e

alcalinidade) foram realizadas de forma tradicional, de acordo com APHA (2005). Os AGV foram quantificados por cromatografia gasosa.

3.7. Modelagem matemática

O sucesso de qualquer modelo matemático de um sistema depende principalmente de sua habilidade de prever com precisão o desempenho do sistema. A melhor abordagem é produzir um modelo que seja matematicamente simples, mas capture todos os eventos importantes registrados no sistema. O modelo produzido também deve conter o menor número de parâmetros ajustáveis e ser capaz de descrever com precisão o desempenho do sistema em uma variedade razoável de condições (IBRAHIM; ABASAEED, 1995).

A calibração do modelo é tida como a estimativa de seus parâmetros para que este se ajuste a um determinado conjunto de dados obtidos a partir do sistema de tratamento de esgotos em estudo. Podemos distinguir diferentes níveis de calibração: HENZE *et al.* (2000) distinguiram uma calibração usando dados estáticos (amostras compostas de 24h) e uma calibração de modelo usando dados dinâmicos (perfis dinâmicos da composição do afluente e do efluente do sistema).

O Modelo de Lodos Ativados Nº 1 (Activated Sludge Model No. 1 - ASM1) pode ser considerado o modelo de referência, uma vez que ele deu início à aceitação geral de modelos de Sistemas de Tratamento de Efluentes (STE), primeiramente na comunidade científica e em seguida na indústria. Muitos conceitos básicos foram adaptados do modelo anterior chamado de *University of Cape Town* (UCT).

O ASM1 foi primordialmente desenvolvido para STE com lodos ativados, para descrever a remoção de compostos orgânicos e nitrogênio, com consumo simultâneo de oxigênio e nitrato como aceptores de elétrons. A DQO foi selecionada como o parâmetro apropriado para definir a matéria carbonácea, uma vez que esta representa uma relação entre os equivalentes eletroquímicos no substrato orgânico, a biomassa e o oxigênio utilizado (JEPPSSON, 1996) e uma ampla variedade de compostos orgânicos e nitrogenados foi subdividida em um número limitado de frações, com base em sua biodegradabilidade e solubilidade.

Assumia-se que a matéria orgânica facilmente biodegradável era composta de moléculas simples capazes de atravessar a parede das células e ser imediatamente utilizadas para síntese pelos organismos. A matéria orgânica lentamente biodegradável, composta de moléculas maiores complexas, seria aprisionada pela massa de lodo, adsorvida e, então, seria realizada a degradação enzimática extracelular (muitas vezes referida como hidrólise) antes desta ser transferida através da parede celular para uso no metabolismo. Esta abordagem melhorou significativamente as previsões do modelo para processos sob condições de fluxo e carga cíclicos. No modelo morte-regeneração, o material das células mortas é liberado através de lise. Uma fração se torna não-biodegradável e permanece como resíduo inerte, enquanto as demais frações são consideradas lentamente biodegradáveis. A matéria orgânica não-biodegradável é dividida em material solúvel e particulado. O material solúvel inerte deixa o sistema através do efluente do decantador secundário, enquanto o material particulado inerte se mistura à massa de lodo e se acumula na forma de sólidos suspensos voláteis inertes. A biomassa ativa é dividida em dois tipos de organismos: biomassa heterótrofa ($X_{B,H}$) e biomassa autótrofa ($X_{B,A}$). De forma similar ao modelo UCT, a relação de Monod foi usada para descrever a taxa de crescimento nos organismos autótrofos e heterótrofos (JEPPSSON, 1996).

O primeiro modelo incluindo bactérias ANAMOX (Anaerobic Ammonium Oxidation) foi desenvolvido por KOCH *et al.* (2000) na plataforma AQUASIM 2.0® (REICHERT, 1994) para descrever a operação de um reator biológico de contato onde perdas de nitrogênio foram registradas (SIEGRIST; REITHAAR; LAIS, 1998). Foram consideradas bactérias amônio oxidantes (AOB), bactérias nitrito oxidantes (NOB) e bactérias ANAMOX, embora as NOB fossem quase inexistentes. O modelo forneceu uma simulação compatível com os dados experimentais para experimentos curtos e em condição estável. Foi observada uma zona aeróbia externa com AOB e a presença de ANAMOX em uma zona anóxica mais interna.

DAPENA-MORA *et al.*, 2004 expandiram o ASM1, incluindo o crescimento e decaimento de bactérias ANAMOX. Eles simularam a partida e operação de um reator em bateladas sequenciais ANAMOX inoculado com lodo de uma estação de tratamento de esgoto. Após a partida, AOB e NOB foram removidas devido à condição anóxica, porém as bactérias heterotróficas permaneceram no biofilme, provavelmente porque elas eram

capazes de sobreviver dos produtos da lise celular (sua presença não teve influência na performance do reator). Atingiram concentrações simuladas de amônia, nitrito e nitrato no efluente correspondentes aos dados experimentais.

O modelo ASM2 expande a capacidade do ASM1, descrevendo a remoção biológica de fósforo, além de ter incluída a remoção química deste através da precipitação. A mudança mais significativa do ASM1 para o ASM2 é o fato de que a biomassa passa a ter estrutura celular interna, não podendo mais ter sua concentração descrita simplesmente pelo parâmetro discreto X_{BM} , somatório das frações $X_{B,H}$ e $X_{B,A}$ (HENZE et al., 1999).

O modelo ASM3 também foi desenvolvido para remoção biológica de nitrogênio em STE, com basicamente os mesmos objetivos do ASM1, mas com diversas correções de falhas verificadas durante a aplicação do primeiro. No ASM3 é assumido que todo substrato facilmente biodegradável (S_s) é primeiro absorvido e armazenado no componente interno da célula (X_{sto}) antes do crescimento. A biomassa heterotrófica será, então, modelada com uma estrutura celular interna similar a dos organismos acumuladores de fósforo nos modelos de remoção biológica de fósforo (GERNAEY et al., 2004).

KENNEDY e MCHARG (2007) realizaram a modelagem matemática de três sistemas (Bardenpho modificado, Universidade de Cape Town modificado e anaeróbio-anóxico-aeróbio) através do modelo ASM2d, para determinar a taxa ótima de reciclo e o tempo de detenção hidráulica, com relação à concentração final de nitrogênio e de fósforo solúvel para cada sistema. O processo cuja modelagem resultou mais robusta foi o Bardenpho modificado, embora os demais tenham apresentado bons resultados.

Em 2010, KENNEDY e MCHARG propuseram uma metodologia de calibração para os parâmetros relativos à atividade desnitrificante dos PAO, demonstrando que convém utilizar rendimentos diferentes sob condições aeróbias e anóxicas, e que o rendimento sob condições anóxicas pode ser obtido em função do rendimento sob condições aeróbias, através das relações estequiométricas pertinentes. Concluiu-se que o fator de redução para crescimento anóxico de PAO ($\eta_{NO_3,PAO}$) representa a fração de PAO capaz de realizar desnitrificação, podendo o mesmo valor ser aplicado aos processos de acúmulo anóxico de fósforo (Processo 12) e de crescimento anóxico de PAO (Processo 14).

OSELAME (2013) aplicou os modelos ASM1, ASM2d e ASM3, para simular o comportamento de um RBS em escala real utilizado para o tratamento de esgoto sanitário. Os parâmetros que interferiram de maneira mais objetiva no resultado da simulação, e, portanto, foram usados para a calibração dos modelos foram: rendimento do crescimento de organismos heterótrofos (Y_H); rendimento do crescimento de organismos autótrofos nitrificantes por nitrato (Y_A); Coeficiente de meia saturação para captura de S_{PO4} (K_{PS}); fator de redução para hidrólise anaeróbia (η_{fe}); velocidade de crescimento de organismos acumuladores de fósforo (μ_{PAO}); e constante de captura de ácidos graxos voláteis para armazenamento por organismos acumuladores de fósforo (q_{PHA}).

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. Modelo ASM2d

Esta pesquisa teve início com a aplicação do modelo ASM3, no entanto, foi observada a sua incapacidade de prever o comportamento do RBS em estudo devido a sua fase anaeróbia pronunciada, além de limitação da temperatura máxima de operação de 23°C. Sendo assim, optou-se pela utilização do ASM2d, indicado para sistemas que recebem apenas contribuição doméstica de esgoto e operam em faixa de temperatura mais elevada (até 25°C).

O modelo ASM2d, além dos processos abordados pelos modelos anteriores (processamento de carbono, nitrogênio e fósforo), descreve a atividade desnitrificante dos organismos acumuladores de fósforo, permitindo uma melhor descrição da dinâmica de fosfato e nitrato. Inclui dois processos adicionais que descrevem o fato de que PAO podem utilizar produtos orgânicos acumulados internamente nas células para desnitrificação. Enquanto o ASM2 assume que PAO crescem apenas sob condições aeróbias, o ASM2d inclui PAO desnitrificantes. Em alguns casos, como em elevados pH (>7,5) e concentração de Ca^{2+} , pode ser necessário adicionar precipitação biologicamente induzida de fósforo ao modelo (MAURER; BOLLER, 1999; MAURER et al., 1999).

Os componentes solúveis do ASM2d são:

Os produtos da fermentação (S_A), considerados como ácidos graxos voláteis, são modelados separadamente de outros compostos solúveis.

A alcalinidade do afluente (S_{ALK}) é utilizada para aproximar a continuidade das cargas elétricas nas reações biológicas. A alcalinidade é introduzida para obter uma indicação de baixo pH, o que pode inibir alguns processos biológicos. Toda S_{ALK} é considerada como sendo HCO_3^- somente.

Os produtos orgânicos fermentáveis prontamente biodegradáveis (S_F) estão disponíveis para direta biodegradação por organismos heterotróficos. É considerado que S_F serve de substrato para fermentação, portanto não inclui S_A . O material orgânico inerte solúvel S_I não pode ser degradado posteriormente, sendo considerado como parte do afluente e é produzido a partir da hidrólise do substrato particulado X_S .

Os compostos nitrogenados são divididos em: S_{N_2} , N_2 considerado como sendo o único produto da desnitrificação; S_{NH_4} , amônia (NH_4^+), para o balanço das cargas elétricas S_{NH_4} é considerada como sendo somente NH_4^+ ; S_{NO_3} , nitrato, o nitrito não é incluído como um componente isolado do modelo e para os cálculos estequiométricos S_{NO_3} é NO_3^- somente.

O oxigênio, S_{O_2} , pode estar sujeito à troca gasosa. Enquanto que o fósforo inorgânico solúvel, S_{PO_4} , para o balanço das cargas elétricas é dividido em 50% $H_2PO_4^-$ e 50% HPO_4^{2-} , independente do pH. Já o substrato prontamente biodegradável, S_S , presente no ASM1 é substituído no ASM2 pela soma de $S_F + S_A$.

Os componentes particulados do ASM2d são:

A biomassa ativa é dividida em biomassa heterotrófica (X_H) e biomassa autotrófica (X_{AUT}). A X_H pode crescer em condições aeróbias e anóxicas (desnitrificação), e em condições anaeróbias (fermentação), sendo responsável por hidrolisar componentes particulados. A X_{AUT} é composta por organismos nitrificantes (Nitrossomonas e Nitrobacter), obrigatoriamente aeróbios, sendo que o processo de nitrificação considera a oxidação direta da S_{NH_4} em nitrato.

O material orgânico inerte particulado (X_I), não é degradado, e é floculado no lodo ativado, sendo introduzido com o afluente ou produzido pelo decaimento da biomassa.

Os materiais particulados que envolvem os processos do fósforo podem ser divididos em: X_{PAO} , biomassa de PAO, representa todos os tipos de organismos acumuladores de polifosfatos, sendo que a concentração de PAO não inclui os produtos de armazenamento internos da célula; X_{PHA} , produtos de armazenamento internos da célula dos PAO, inclui PHA, glicogênio e outros, tendo a seguinte composição química $(C_4H_6O_2)_n$; X_{PP} , polifosfato $(K_{0,33}Mg_{0,33}PO_3)_n$, o qual é um produto inorgânico interno de armazenamento da célula de PAO, que ocorre somente associado ao X_{PAO} .

O substrato lentamente biodegradável (X_S) possui um alto peso molecular, substratos orgânicos coloidais e particulados que precisam ser hidrolisados para estarem disponíveis para degradação. Assume-se que o produto da hidrólise (S_F) seja fermentado.

Os sólidos suspensos totais (SST), X_{SST} , são introduzidos nos modelos biocinéticos para computar sua concentração estequiometricamente. Uma vez que a remoção de fósforo

e sua precipitação introduzem frações minerais no lodo ativado, a previsão dos SST se torna importante.

Os organismos heterotróficos (X_H) são responsáveis pela hidrólise do substrato lentamente biodegradado (X_S), pela degradação aeróbia de substrato orgânico fermentável (S_F) e de produtos da fermentação (S_A crescimento aeróbio), pela oxidação anóxica de S_F e S_A e redução do nitrato (desnitrificação), e pela fermentação anaeróbia de S_F e S_A . E ainda, esses organismos estão sujeitos ao decaimento e a lise celular.

A nitrificação é considerada como sendo um processo de apenas uma etapa, de amônia a nitrato, sendo então o componente intermediário, nitrito, não incluído no modelo. Modelar a produção e o consumo de nitrito na nitrificação seria fácil, mas o mesmo também é consumido e produzido na desnitrificação, ou seja, o resultado gerado não justifica a sua inclusão no modelo, pois modelar nitrito na nitrificação e não na desnitrificação não é consistente e levaria a simulação ao erro.

4.2. Modelo ASM2d modificado

Para modelagem matemática do RBS em estudo, realizou-se a implementação das variáveis de estados, processos, parâmetros cinéticos e estequiométricos do modelo ASM2d no software AQUASIM 2.0®. O AQUASIM 2.0® é um software livre que permite realizar a simulação e análise de dados de sistemas aquáticos através da definição de substâncias a serem modeladas e dos processos envolvidos (REICHERT, 1994). As condições iniciais do RBS foram definidas segundo as condições finais médias dos ciclos observados, ou seja, as concentrações dos componentes solúveis no início do ciclo são iguais aos valores medidos no final do ciclo anterior, visto que os componentes solúveis estarão igualmente distribuídos por todo o volume do reator após a fase de sedimentação. Por sua vez, as concentrações dos componentes particulados foram calculadas através das concentrações das frações de sólidos medidos durante o período de operação, ou seja, considerou-se que os sólidos presentes no volume total do reator (140L) estariam concentrados no volume mantido após a sedimentação e esvaziamento do reator (18L). Uma vez que o reator em estudo foi operado sob condições variadas a fim de verificar as alterações na dinâmica e eficiência do sistema, foram selecionados apenas os dados coletados nos ciclos ocorridos entre março e maio de 2014 para realização da modelagem matemática.

Após a primeira simulação foi realizada a calibração do modelo. Os passos de calibração foram realizados segundo o protocolo BIOMATH (VANROLLEGHEM *et al.*, 2003; SIN *et al.*, 2005), embora não tenha sido possível realizar testes respirométricos para estimativa dos parâmetros do modelo, como sugerido por LIWARSKA-BIZUKOJC (2011). Para tal, foram utilizados os dados obtidos por LIAU *et al.* (2014), que estudaram a cinética e a estequiometria do ASM2d para RBS sob elevadas temperaturas, através da definição dos parâmetros mais sensíveis e posterior determinação dos valores de q_{PHA} , q_{PP} , μ_{PAO} , K_{PHA} , Y_{PO4} , Y_H e Y_{PAO} (definidos nas Tabelas 05 e 06) a 28°C e 32°C. Os valores obtidos para a temperatura de 28°C foram utilizados para substituir os valores padrão do modelo ASM2d (HENZE *et al.*, 2000). Os parâmetros $K_{m\acute{a}x}$ e K_{iPP} , avaliados por LIAU *et al.* (2014) como segundo e quinto parâmetros mais sensíveis, foram calibrados utilizando valores dentro do intervalo aceitável estabelecido por BOONTIAN (2012), que realizou um vasto levantamento de dados da literatura a fim de definir um método de calibração simplificado para o ASM2d.

A fonte externa de carbono, esgoto bruto adicionado no início da fase anóxica, foi simulado segundo (SWINARSKI *et al.*, 2012). Para tal, foram incorporados um novo componente (S_A1), referente à parcela de substrato externo facilmente biodegradável e seis novos processos: crescimentos aeróbio e anóxico de bactérias heterótrofas acumuladoras de fósforo e não acumuladoras de fósforo com consumo de S_A1, acúmulos aeróbio e anóxico de polifosfato (X_PP) com utilização de S_A1, e crescimentos aeróbio e anóxico de organismos acumuladores de fósforo com S_A1.

A variável S_A1 é denominada substrato externo facilmente biodegradável para a diferenciar dos produtos da fermentação (ácidos graxos voláteis) do modelo ASM2d (S_A) e para denotar que este substrato não está disponível para os PAO sob condições anaeróbias. Utilizando esta estrutura no modelo é possível relacionar taxas elevadas de utilização de nitrato sob condições anóxicas e taxas elevadas de utilização de fosfato sob condições anóxicas e aeróbias à adição de carbono externo.

O modelo ASM2d modificado é composto por 21 (vinte e uma) variáveis de estado (Tabela 04), 28 (vinte e oito) parâmetros estequiométricos (Tabela 05) e 45 (quarenta e cinco) parâmetros cinéticos (Tabela 06). O comportamento das variáveis de estado é

descrito através de 21 (vinte e um) processos, conduzidos pelos parâmetros estequiométricos e cinéticos. A Tabela 08 apresenta a estequiometria para cada um dos processos inseridos no modelo. As equações relativas aos processos constam no Anexo A.

Tabela 04 – Variáveis de estado do modelo ASM2d modificado.

Parâmetro		Unidade
Substrato fermentável facilmente biodegradável	S_F	g COD.m^{-3}
Produtos da fermentação (ácidos graxos voláteis)	S_A	g COD.m^{-3}
Substrato externo facilmente biodegradável	S_{A1}	g COD.m^{-3}
Matéria orgânica inerte solúvel	S_I	g COD.m^{-3}
Oxigênio dissolvido	S_{O2}	g COD.m^{-3}
Matéria orgânica lentamente biodegradável	X_S	g COD.m^{-3}
Matéria orgânica inerte particulada	X_I	g COD.m^{-3}
Amônio e nitrogênio amoniacal ($\text{NH}_4 + \text{NH}_3$)	S_{NH_4}	g N.m^{-3}
Nitrato e Nitrito ($\text{NO}_3 + \text{NO}_2$) (considerados NO_3 apenas para estequiometria)	S_{NO_3}	g N.m^{-3}
Dinitrogênio	S_{N_2}	g N.m^{-3}
Fósforo solúvel inorgânico	S_{PO_4}	g P.m^{-3}
Organismos heterótrofos	X_H	g COD.m^{-3}
Organismos autótrofos nitrificantes (NH_4 to NO_3^-)	X_{AUT}	g COD.m^{-3}
Organismos acumuladores de fósforo	X_{PAO}	g COD.m^{-3}
Polihidroxialcanoatos	X_{PHA}	g COD.m^{-3}
Polifosfato	X_{PP}	g P.m^{-3}
Compostos de hidróxido de metal	X_{MeOH}	g TSS.m^{-3}
Compostos de fosfato de metal	X_{MeP}	g TSS.m^{-3}
Alcalinidade (HCO_3^-)	S_{ALK}	$\text{mol HCO}_3^-. \text{m}^{-3}$
Sólidos suspensos totais	X_{TSS}	g TSS.m^{-3}

Fonte: adaptado de (HAUDUC et al., 2010).

Tabela 05 – Parâmetros estequiométricos do modelo ASM2d modificado.

Parâmetros estequiométricos	Símbolo	Unidade	Padrão ASM2d	Valor usado
Fração de DQO inerte gerada na hidrólise	f_{SI}	$\text{g S}_U \cdot \text{g X}_{\text{C}_B}^{-1}$	0	0
Rendimento do crescimento de X_H	Y_H	$\text{g X}_H \cdot \text{g X}_{\text{C}_B}^{-1}$	0,625	0,821 ¹

Rendimento do crescimento de X_H por S_{A1} .	Y_{H1}	$g X_H \cdot g X_{C_B}^{-1}$	-	0,7
Fração de X_U gerada pelo decaimento da biomassa	f_{XI}	$g X_U \cdot g X_H^{-1}$	0,1	0,1
Rendimento do crescimento de X_{PAO} por $X_{PAO,Stor}$	Y_{PAO}	$g X_{PAO} \cdot g X_{Stor}^{-1}$	0,625	0,821 ¹
Rendimento do crescimento de X_{PAO} por S_{A1}	Y_{PAO1}	$g X_{PAO} \cdot g X_{SA1}^{-1}$	-	0,7
Rendimento de acúmulo de X_{PP} (captura de S_{PO4}) por $X_{PAO,Stor}$ utilizado	Y_{PHA}	$g X_{stor} \cdot g X_{PP}^{-1}$	0,2	0,2
Rendimento de X_{PP} requerido (S_{PO4} liberado) por $X_{PAO,Stor}$ acumulado (S_A utilizado)	Y_{PO4}	$g X_{PP} \cdot g X_{Stor}^{-1}$ ou $g X_{PO4} \cdot g S_A^{-1}$	0,4	0,23 ¹
Rendimento do crescimento de X_{AUT} por S_{NO3}	Y_A	$g X_{AUT} \cdot g S_{NOx}^{-1}$	0,24	0,24
Requisito de S_{A1} para acúmulo de X_{PP}	Y_{SA1}	$g X_{SA1} \cdot g X_{Stor}^{-1}$	-	0,2
Requerimento de X_{MeOH} por S_{PO4} utilizado	$f_{MeOH,PO4,MW}$	$g X_{MeOH} \cdot g S_{PO4}^{-1}$	-3,45	-3,45
Formação de X_{MeP} por S_{PO4} utilizado	$f_{MeP,PO4,MW}$	$g X_{MeP} \cdot g S_{PO4}^{-1}$	4,86	4,86
Fator de conversão da redução de NO_3 a N_2	$i_{NO3,N2}$	$g COD \cdot g N^{-1}$	2,857	2,86
Fator de conversão de NO_3 para COD	$i_{COD,NO3}$	$g COD \cdot g N^{-1}$	-4,571	-4,57
Conteúdo de N em S_F	$i_{N,SF}$	$g N \cdot g S_F^{-1}$	0,03	0,03
Conteúdo de N em S_U	$i_{N,SI}$	$g N \cdot g S_U^{-1}$	0,01	0,01
Conteúdo de N em X_U	$i_{N,XI}$	$g N \cdot g X_U^{-1}$	0,02	0,03
Conteúdo de N em X_B	$i_{N,XS}$	$g N \cdot g X_{C_B}^{-1}$	0,04	0,04
Conteúdo de N na biomassa (X_H , X_{PAO} , X_{AUT})	$i_{N,BM}$	$g N \cdot g X_{Bio}^{-1}$	0,07	0,07
Conteúdo de P em S_F	$i_{P,SF}$	$g P \cdot g S_F^{-1}$	0,01	0,01
Conteúdo de P em S_U	$i_{P,SI}$	$g P \cdot g S_U^{-1}$	0	0
Conteúdo de P em X_U	$i_{P,XI}$	$g P \cdot g X_U^{-1}$	0,01	0,01
Conteúdo de P em X_B	$i_{P,XS}$	$g P \cdot g X_B^{-1}$	0,01	0,01
Conteúdo de P na biomassa (X_H , X_{PAO} , X_{AUT})	$i_{P,BM}$	$g P \cdot g X_{Bio}^{-1}$	0,02	0,02
Fator de conversão de X_U para TSS	$i_{TSS,XI}$	$g TSS \cdot g X_U^{-1}$	0,75	0,75
Fator de conversão de X_B para TSS	$i_{TSS,XS}$	$g TSS \cdot g X_{C_B}^{-1}$	0,75	0,75
Fator de conversão de $X_{PAO,Stor}$ para TSS	$i_{TSS,XPHA}$	$g TSS \cdot g X_{Stor}^{-1}$	0,6	0,6
Fator de conversão de biomassa para TSS	$i_{TSS,BM}$	$g TSS \cdot g X_{Bio}^{-1}$	0,9	0,9
Fator de conversão de X_{PP} para TSS	$i_{TSS,XPP}$	$g TSS \cdot g X_{PP}^{-1}$	3,23	3,23

* Valor definido por LIAU et al. (2014).

Fonte: adaptado de (HAUDUC et al., 2010).

Tabela 06 – Parâmetros cinéticos do modelo ASM2d modificado.

Parâmetros cinéticos	Símbolo	Unidade	Padrão ASM2d	Valor usado
Taxa específica máxima de hidrólise	K_h	$g\ X_{C_B} \cdot g\ X_H^{-1} \cdot d^{-1}$	3	2,5
Coeficiente de meia saturação de X_{C_B}/X_H	K_X	$g\ X_{C_B} \cdot g\ X_H^{-1}$	0,1	0,1
Fator de correção para hidrólise sob condições anóxicas	$\eta_{NO_3, HYD}$	-	0,6	0,6
Fator de correção para hidrólise sob condições anaeróbias	η_{fe}	-	0,4	0,4
Coeficiente de meia saturação/inibição para S_{O_2}	$K_{O_2, HYD}$	$g\ S_{O_2} \cdot m^{-3}$	0,2	0,2
Coeficiente de meia saturação/inibição para S_{NO_x}	$K_{NO_3, HYD}$	$g\ N \cdot m^{-3}$	0,5	0,5
Taxa máxima de crescimento de X_H	μ_H	d^{-1}	6	14
Taxa máxima de crescimento de X_H por S_{A1}	μ_{H1}	d^{-1}	-	14
Fator de redução para crescimento anóxico de X_H	$\eta_{NO_3, H}$	-	0,8	0,8
Fator de redução para crescimento anóxico de X_H com S_{A1}	$\eta_{NO_3, H1}$	-	-	0,8
Constante de fermentação/ Taxa máxima de crescimento específico por fermentação	q_{fe}	$g\ S_F \cdot g\ X_H^{-1} \cdot d^{-1}$	3	3
Coeficiente de meia saturação de S_F	K_F	$g\ S_F \cdot m^{-3}$	4	4
Coeficiente de meia saturação de S_A	$K_{A, H}$	$g\ S_A \cdot m^{-3}$	4	4
Coeficiente de meia saturação de S_{A1}	$K_{A, H1}$	$g\ S_{A1} \cdot m^{-3}$	-	4
Taxa de decaimento de X_H	b_H	d^{-1}	0,4	0,4
Coeficiente de meia saturação para fermentação de S_F	K_{fe}	$g\ S_F \cdot m^{-3}$	4	4
Coeficiente de meia saturação de S_{O_2}	$K_{O_2, H}$	$g\ S_{O_2} \cdot m^{-3}$	0,2	0,2
Coeficiente de meia saturação de S_{NO_x}	$K_{NO_3, H}$	$g\ S_{NO_x} \cdot m^{-3}$	0,5	0,5
Coeficiente de meia saturação de S_{NH_x}	$K_{NH_4, H}$	$g\ S_{NH_x} \cdot m^{-3}$	0,05	0,05
Coeficiente de meia saturação de S_{PO_4}	$K_{P, H}$	$g\ S_{PO_4} \cdot m^{-3}$	0,01	0,01
Coeficiente de meia saturação de S_{Alk}	$K_{ALK, H}$	$mol\ HCO_3^- \cdot m^{-3}$	0,1	0,1
Constante de captura de S_A (acúmulo de $X_{PAO, Stor}$)	q_{PHA}	$g\ X_{Stor} \cdot g\ X_{PAO}^{-1} \cdot d^{-1}$	3	17,8 ¹
Constante de acúmulo de X_{PP}	q_{PP}	$g\ X_{PP} \cdot g\ X_{PAO}^{-1} \cdot d^{-1}$	1,5	3,6 ¹
Constante de acúmulo de X_{PP} com S_{A1}	q_{PP1}	$g\ X_{PP} \cdot g\ X_{PAO}^{-1} \cdot d^{-1}$	-	3,6
Razão máxima de X_{PP}/X_{PAO}	K_{PP}	$g\ X_{PP} \cdot g\ X_{PAO}^{-1}$	0,01	0,01
Coeficiente de meia saturação para X_{PP}/X_{PAO}	K_{MAX}	$g\ X_{PP} \cdot g\ X_{PAO}^{-1}$	0,34	0,37 ²

Coefficiente de meia inibição de X_{PP}/X_{PAO}	K_{iPP}	$g X_{PP} \cdot g X_{PAO}^{-1}$	0,02	0,01 ²
Taxa máxima de crescimento de X_{PAO}	μ_{PAO}	d^{-1}	1	4,7 ¹
Taxa máxima de crescimento de X_{PAO} com S_{A1}	μ_{PAO1}	d^{-1}	-	1
Fator de redução para crescimento anóxico de X_{PAO}	$\eta_{NO3,PAO}$	-	0,6	0,6
Fator de redução para crescimento anóxico de X_{PAO} com S_{A1}	$\eta_{NO3,PAO1}$	-	-	0,6
Constante de saturação de $X_{PAO,Stor}/X_{PAO}$	K_{PHA}	$g X_{Stor} \cdot g X_{PAO}^{-1}$	0,010	0,014 ¹
Taxa de respiração endógena de X_{PAO}	b_{PAO}	d^{-1}	0,2	0,2
Constante de lise de X_{PP}	b_{PP}	d^{-1}	0,2	0,2
Constante de respiração de $X_{PAO,Stor}$	b_{PHA}	d^{-1}	0,2	0,2
Coefficiente de meia saturação para S_A	$K_{A,PAO}$	$g S_A \cdot m^{-3}$	4	4
Coefficiente de meia saturação para S_{A1}	$K_{A,PAO1}$	$g S_A \cdot m^{-3}$	-	4
Coefficiente de meia saturação para S_{O2}	$K_{O2,PAO}$	$g S_{O2} \cdot m^{-3}$	0,2	0,1
Coefficiente de meia saturação para S_{NOx}	$K_{NO3,PAO}$	$g S_{NOx} \cdot m^{-3}$	0,5	0,5
Coefficiente de meia saturação para S_{NHx}	$K_{NH4,PAO}$	$g S_{NHx} \cdot m^{-3}$	0,05	0,01
Coefficiente de meia saturação para captura de S_{PO4} (acúmulo de X_{PP})	K_{PS}	$g S_{PO4} \cdot m^{-3}$	0,2	0,1
Coefficiente de meia saturação para S_{PO4} como nutriente (crescimento de X_{PAO})	$K_{P,PAO}$	$g S_{PO4} \cdot m^{-3}$	0,01	0,01
Coefficiente de meia saturação para S_{Alk}	$K_{ALK,PAO}$	$mol HCO_3^- \cdot m^{-3}$	0,1	0,1
Taxa máxima de crescimento de X_{AUT}	μ_{AUT}	d^{-1}	1	1
Taxa de decaimento de X_{AUT}	b_{AUT}	d^{-1}	0,15	0,15
Coefficiente de meia saturação para S_{O2}	$K_{O2,AUT}$	$g S_{O2} \cdot m^{-3}$	0,5	0,1
Coefficiente de meia saturação para S_{NHx}	$K_{NH4,AUT}$	$g S_{NHx} \cdot m^{-3}$	1	1,3
Coefficiente de meia saturação para S_{PO4}	$K_{P,AUT}$	$g S_{PO4} \cdot m^{-3}$	0,01	0,01
Coefficiente de meia saturação para S_{Alk}	$K_{ALK,AUT}$	$mol HCO_3^- \cdot m^{-3}$	0,5	0,5
Constante de precipitação do P	k_{PRE}	$m^3 \cdot g Fe(OH)_3 \cdot d^{-1}$	1	1
Constante de redissolução	k_{RED}	d^{-1}	0,6	0,6
Coefficiente de meia saturação para alcalinidade	$K_{ALK,PRE}$	$mol HCO_3^- \cdot m^{-3}$	0,5	0,5

¹ Valor determinado por LIAU et al. (2014).

² Valor calibrado de acordo com BOONTIAN (2012).

Fonte: adaptado de (HAUDUC et al., 2010).

Tabela 07 – Matriz estequiométrica para o modelo ASM2d. .

		S_{O_2}	S_F	S_A	S_{NH_4}	S_{NO_3}	S_{PO_4}	S_{ALK}
1	Hidrólise aeróbia		$1-f_{SI}$		$-((1-f_{SI}) \times i_{N,SF} + f_{SI} \times i_{N,SI} - i_{N,XS})$		$-((1-f_{SI}) \times i_{P,SF} + f_{SI} \times i_{P,SI} - i_{P,XS})$	$i_{Charge_SNHx} \times v_{1_SNH4} + i_{Charge_SPO4} \times v_{1_SPO4}$
2	Hidrólise anóxica		$1-f_{SI}$		$-((1-f_{SI}) \times i_{N,SF} + f_{SI} \times i_{N,SI} - i_{N,XS})$		$-((1-f_{SI}) \times i_{P,SF} + f_{SI} \times i_{P,SI} - i_{P,XS})$	$i_{Charge_SNHx} \times v_{2_SNH4} + i_{Charge_SPO4} \times v_{2_SPO4}$
3	Hidrólise anaeróbia		$1-f_{SI}$		$-((1-f_{SI}) \times i_{N,SF} + f_{SI} \times i_{N,SI} - i_{N,XS})$		$-((1-f_{SI}) \times i_{P,SF} + f_{SI} \times i_{P,SI} - i_{P,XS})$	$i_{Charge_SNHx} \times v_{3_SNH4} + i_{Charge_SPO4} \times v_{3_SPO4}$
4	Crescimento aeróbio de X_H com S_F	$-(1-Y_H)/Y_H$	$-1/Y_H$		$-(-1/Y_H \times i_{N,SF} + i_{N,BM})$		$-(-1/Y_H \times i_{P,SF} + i_{P,BM})$	$i_{Charge_SNHx} \times v_{4_SNH4} + i_{Charge_SPO4} \times v_{4_SPO4}$
5	Crescimento aeróbio de X_H com S_A	$-(1-Y_H)/Y_H$		$-1/Y_H$	$-i_{N,BM}$		$-i_{P,BM}$	$i_{Charge_SNHx} \times v_{5_SNH4} + i_{Charge_SPO4} \times v_{5_SPO4} + i_{Charge_SA} \times v_{5_SA}$
6	Crescimento anóxico de X_H com S_F		$-1/Y_H$		$-(-1/Y_H \times i_{N,SF} + i_{N,BM})$	$-(1-Y_H)/(i_{NO_3,N_2} \times Y_H)$	$-(-1/Y_H \times i_{P,SF} + i_{P,BM})$	$i_{Charge_SNHx} \times v_{6_SNH4} + i_{Charge_SPO4} \times v_{6_SPO4} + i_{Charge_SNOx} \times v_{6_SNO3}$
7	Crescimento anóxico de X_H com S_A			$-1/Y_H$	$-i_{N,BM}$	$-(1-Y_H)/(i_{NO_3,N_2} \times Y_H)$	$-i_{P,BM}$	$i_{Charge_SNHx} \times v_{7_SNH4} + i_{Charge_SPO4} \times v_{7_SPO4} + i_{Charge_SNOx} \times v_{7_SNO3} + i_{Charge_SA} \times v_{7_SA}$
8	Fermentação		-1	1	$i_{N,SF}$		$i_{P,SF}$	$i_{Charge_SNHx} \times v_{8_SNH4} + i_{Charge_SPO4} \times v_{8_SPO4} + i_{Charge_SA}$
9	Lise de X_H				$-(f_{XI} \times i_{N,XI} + (1-f_{XI}) \times i_{N,XS} - i_{N,BM})$		$-(f_{XI} \times i_{P,XI} + (1-f_{XI}) \times i_{P,XS} - i_{P,BM})$	$i_{Charge_SNHx} \times v_{9_SNH4} + i_{Charge_SPO4} \times v_{9_SPO4}$
10	Acúmulo de X_{PHA}			-1			Y_{PO_4}	$-i_{Charge_SA} + i_{Charge_SPO4} \times Y_{PO_4} - i_{Charge_XPP} \times Y_{PO_4}$
11	Acúmulo aeróbio de X_{PP}	$-Y_{PHA}$					-1	$-i_{Charge_SPO4} + i_{Charge_XPAO,PP}$
12	Acúmulo anóxico de X_{PP}					$-Y_{PHA} \times (1/i_{NO_3,N_2})$	-1	$-i_{Charge_SPO4} + i_{Charge_SNOx} \times v_{12_SNO3} + i_{Charge_XPAO,PP}$
13	Crescimento aeróbio de X_{PAO}	$-(1-Y_{PAO})/Y_{PAO}$			$-i_{N,BM}$		$-i_{P,BM}$	$i_{Charge_SNHx} \times v_{13_SNH4} - i_{P,BM} \times i_{Charge_SPO4}$
14	Crescimento anóxico de X_{PAO}				$-i_{N,BM}$	$-(1-Y_{PAO})/Y_{PAO} \times (1/i_{NO_3,N_2})$	$-i_{P,BM}$	$i_{Charge_SNHx} \times v_{14_SNH4} + i_{Charge_SNOx} \times v_{14_SNO3} - i_{P,BM} \times i_{Charge_SPO4}$
15	Lise de X_{PAO}				$-(f_{XI} \times i_{N,XI} + (1-f_{XI}) \times i_{N,XS} - i_{N,BM})$		$-(f_{XI} \times i_{P,XI} + (1-f_{XI}) \times i_{P,XS} - i_{P,BM})$	$i_{Charge_SNHx} \times v_{15_SNH4} + i_{Charge_SPO4} \times v_{15_SPO4}$
16	Lise de X_{PP}						1	$i_{Charge_SPO4} - i_{Charge_XPAO,PP}$
17	Lise de X_{PHA}			1				i_{Charge_SA}
18	Crescimento aeróbio de X_{AUT}	$-(i_{COD_NO_3} - Y_A)/Y_A$			$-i_{N,BM} - 1/Y_A$	$1/Y_A$	$-i_{P,BM}$	$(-i_{N,BM} - 1/Y_A) \times i_{Charge_SNHx} + 1/Y_A \times i_{Charge_SNOx} - i_{P,BM} \times i_{Charge_SPO4}$
19	Lise de X_{AUT}				$-(f_{XI} \times i_{N,XI} + (1-f_{XI}) \times i_{N,XS} - i_{N,BM})$		$-(f_{XI} \times i_{P,XI} + (1-f_{XI}) \times i_{P,XS} - i_{P,BM})$	$i_{Charge_SNHx} \times v_{19_SNH4} + i_{Charge_SPO4} \times v_{19_SPO4}$

					$f_{XI} \times i_{N,XS} - i_{N,BM}$			$f_{XI} \times i_{P,XS} - i_{P,BM}$		
20	Precipitação							-1		$-i_{Charge_SPO4}$
21	Redissolução							1		i_{Charge_SPO4}

Fonte: adaptado de (HAUDUC et al., 2010)

Tabela 07 – Matriz estequiométrica para o modelo ASM2d (continuação).

		S_I	S_{N2}	X_I	X_S	X_H	X_{PAO}	X_{PP}	X_{PHA}	X_{AUT}	X_{TSS}	X_{MeOH}	X_{MeP}
1	Hidrólise aeróbia	f_{SI}			-1						$-i_{TSS,XS}$		
2	Hidrólise anóxica	f_{SI}			-1						$-i_{TSS,XS}$		
3	Hidrólise anaeróbia	f_{SI}			-1						$-i_{TSS,XS}$		
4	Crescimento aeróbio de X_H com S_F					1					$i_{TSS,BM}$		
5	Crescimento aeróbio de X_H com S_A					1					$i_{TSS,BM}$		
6	Crescimento anóxico de X_H com S_F		$(1-Y_H)/$ $(i_{NO3,N2} \times Y_H)$			1					$i_{TSS,BM}$		
7	Crescimento anóxico de X_H com S_A		$(1-Y_H)/$ $(i_{NO3,N2} \times Y_H)$			1					$i_{TSS,BM}$		
9	Lise de X_H			f_{XI}	$1-f_{XI}$	-1					$f_{XI} \times i_{TSS,XI} + (1-f_{XI}) \times i_{TSS,XS} - i_{TSS,BM}$		
10	Acúmulo de X_{PHA}							$-Y_{PO4}$	1		$-Y_{PO4} \times i_{TSS,XPP} + i_{TSS,XPHA}$		
11	Acúmulo aeróbio de X_{PP}							1	$-Y_{PHA}$		$i_{TSS,XPP} - Y_{PHA} \times i_{TSS,XPHA}$		
12	Acúmulo anóxico de X_{PP}		$Y_{PHA} \times (1/i_{NO3,N2})$					1	$-Y_{PHA}$		$i_{TSS,XPP} - Y_{PHA} \times i_{TSS,XPHA}$		
13	Crescimento aeróbio de X_{PAO}						1		$-1/Y_{PAO}$		$i_{TSS,BM} - 1/Y_{PAO} \times i_{TSS,XPHA}$		
14	Crescimento anóxico de X_{PAO}		$(1-Y_{PAO})/Y_{PAO} \times$ $(1/i_{NO3,N2})$				1		$-1/Y_{PAO}$		$i_{TSS,BM} - 1/Y_{PAO} \times i_{TSS,XPHA}$		
15	Lise de X_{PAO}			f_{XI}	$1-f_{XI}$		-1				$f_{XI} \times i_{TSS,XI} + (1-f_{XI}) \times i_{TSS,XS} - i_{TSS,BM}$		
16	Lise de X_{PP}							-1			$-i_{TSS,XPP}$		
17	Lise de X_{PHA}								-1		$-i_{TSS,XPHA}$		
18	Crescimento aeróbio de X_{AUT}									1	$i_{TSS,BM}$		
19	Lise de X_{AUT}			f_{XI}	$1-f_{XI}$					-1	$f_{XI} \times i_{TSS,XI} + (1-f_{XI}) \times i_{TSS,XS} - i_{TSS,BM}$		
20	Precipitação										$f_{MeOH_PO4,MW} + f_{MeP_PO4,MW}$	$f_{MeOH_PO4,MW}$	$f_{MeP_PO4,MW}$
21	Redissolução										$-(f_{MeOH_PO4,MW} + f_{MeP_PO4,MW})$	$-f_{MeOH_PO4,MW}$	$-f_{MeP_PO4,MW}$

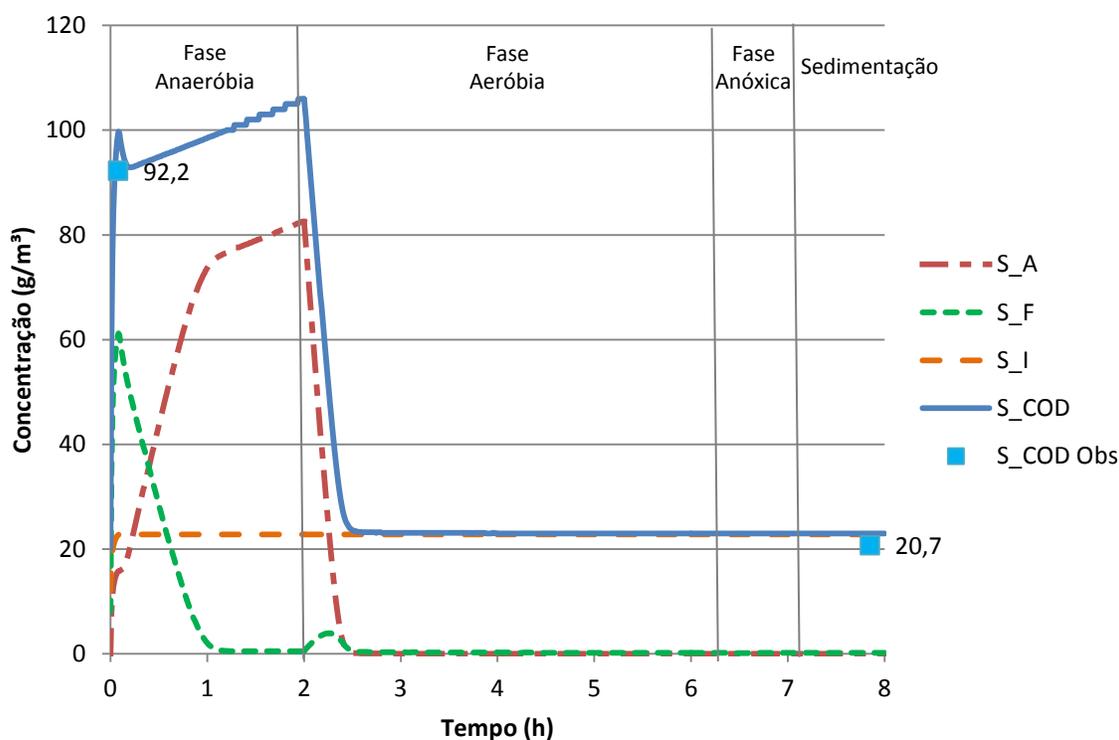
Fonte: adaptado de (HAUDUC et al., 2010).

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Modelagem com ASM2d padrão

Utilizou-se o modelo ASM2d padrão implementado no software AQUASIM 2.0® para modelagem inicial do reator em estudo aplicando os dados relativos ao afluente e às condições de operação do reator, sem realização de calibração.

Figura 09 – Comportamento das frações de matéria orgânica dissolvida gerado pelo modelo ASM2d padrão.

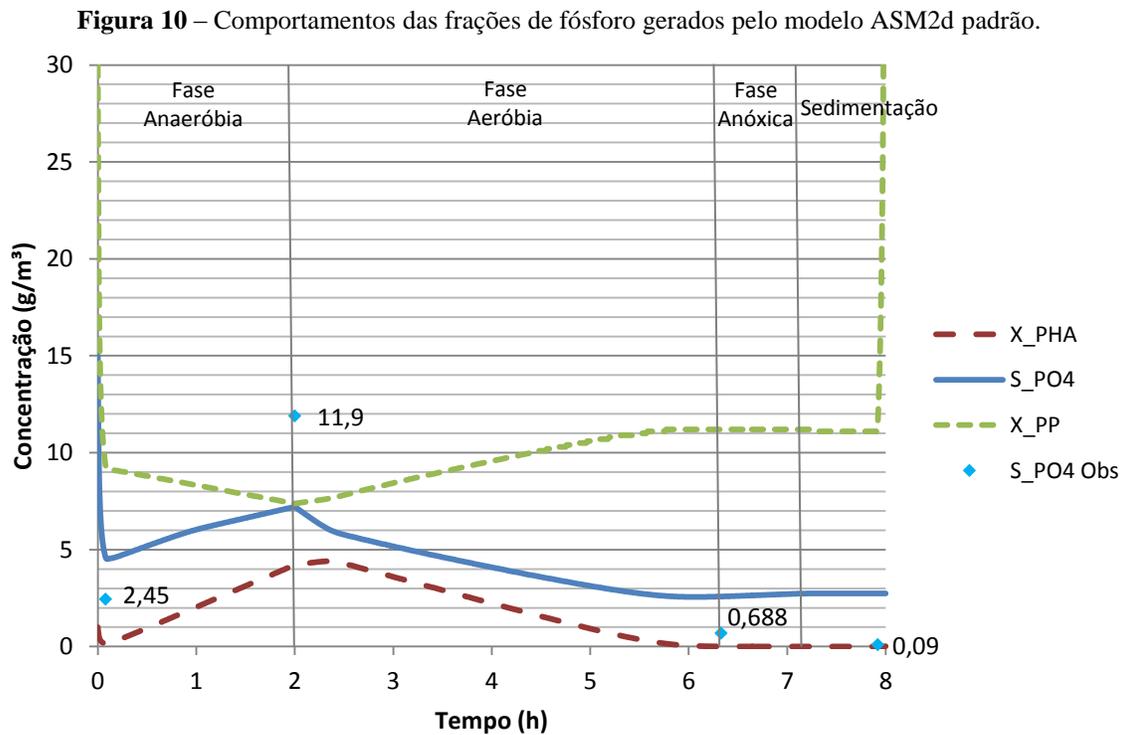


Fonte: Autora.

A Figura 09 apresenta o comportamento modelado para matéria orgânica dissolvida na forma de produtos da fermentação (ácidos graxos voláteis – S_A), substrato fermentável facilmente biodegradável (S_F), matéria orgânica inerte solúvel (S_I), matéria orgânica dissolvida total, obtida através da soma das parcelas S_A, S_F e S_I (S_COD), e DQO filtrada observada (S_COD Obs). Observa-se uma concordância entre os valores de matéria orgânica dissolvida observados (S_COD Obs) e modelados (S_COD). No entanto, não há pontos intermediários que permitam verificar a confiabilidade do comportamento desta

fração ao longo do tempo de ciclo do reator. O valor modelado relativo à concentração final de matéria orgânica é coerente porque a matéria orgânica é componente fundamental dos processos de remoção de nitrogênio e fósforo, logo, é consumido em sua totalidade (restando apenas a fração inerte) e figura como fator limitante para aqueles processos.

Na Figura 10, observa-se o comportamento das variáveis de estado relacionadas ao processo de remoção biológica avançada de fósforo (EBPR): polihidroxicanoatos (X_PHA), fósforo solúvel inorgânico (S_PO4), polifosfato (X_PP) e fósforo solúvel inorgânico observado (S_PO4 Obs). A baixa liberação de fósforo (S_PO4) durante a fase anaeróbia (2,69 mg/L) e concentração considerável (2,74 mg/L) deste ao fim do ciclo não condizem com o comportamento esperado para o reator em estudo. No entanto, estas tendências podem ser explicadas pela temperatura padrão do modelo ser 20°C ao passo que o reator foi operado a temperatura média de 27°C.

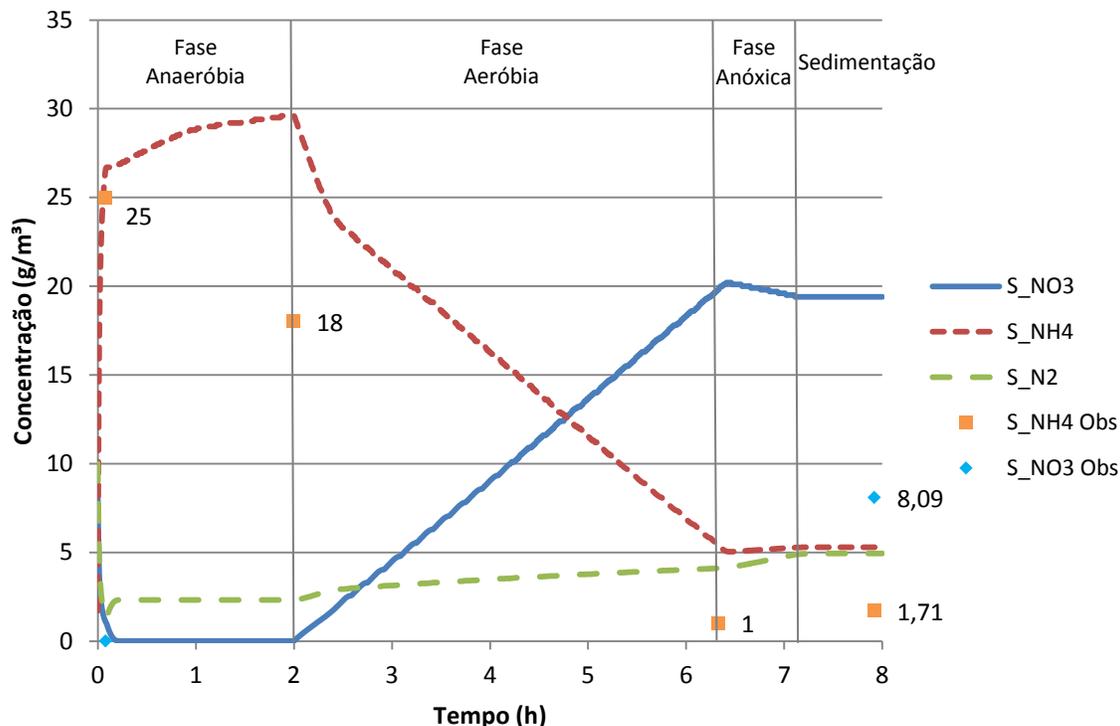


Fonte: Autora.

Considerando os resultados obtidos através da modelagem das variáveis de estado relacionadas ao processo de remoção de nitrogênio: nitrato e nitrito (S_NO3), amônio e nitrogênio amoniacal (S_NH4), dinitrogênio (S_N2), amônio e nitrogênio amoniacal

observado (S_{NH4} Obs) e nitrato e nitrito observado (S_{NO3} Obs) do reator em estudo através do modelo ASM2d padrão, apresentados na Figura 11, pode-se observar que a concentração de nitrato (S_{NO3}) ao fim do ciclo é bastante elevada (19,4 mg/L). O que pode ser explicado pela baixa concentração de matéria orgânica no meio durante a fase anóxica, a qual permitiria a ocorrência da desnitrificação.

Figura 11 – Comportamentos das frações de nitrogênio gerados pelo modelo ASM2d padrão.



Fonte: Autora.

Uma vez que os comportamentos obtidos para nitrogênio e fósforo não concordam com os dados medidos, é necessário realizar a calibração de todos os processos para atingir a concordância e confiabilidade dos dados, portanto, podemos concluir que os comportamentos das frações de matéria orgânica modelados também não são confiáveis. Tendo em vista que o comportamento da matéria orgânica está intimamente ligado à dinâmica dos demais processos que ocorrem no interior do reator, os resultados da calibração deste parâmetro serão apresentados posteriormente.

5.2. Modelagem com ASM2d modificado

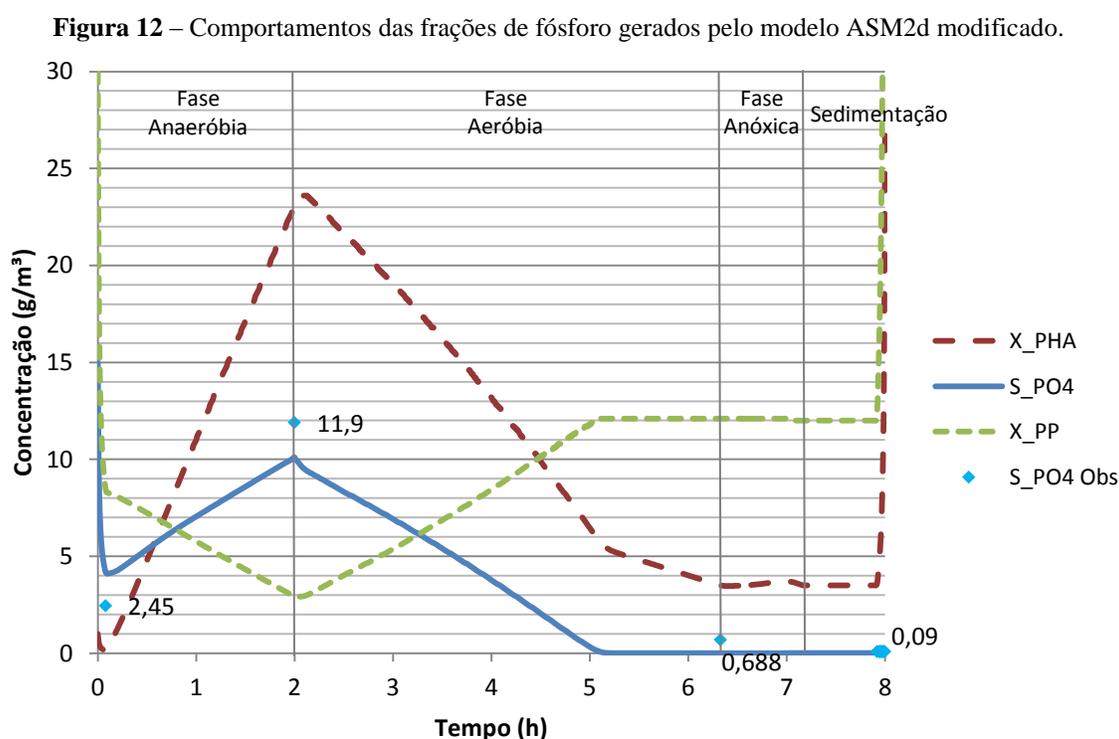
ONG *et al.* (2013) operaram um RBS inoculado com lodo de um sistema de lodos ativados convencional e obtiveram aclimatação em apenas 13 dias sob temperatura de 28°C. Foi observada a presença de *Candidatus Accumulibacter phosphatis* e melhor eficiência de remoção de fósforo com uma relação C:P de 3 e pH 8 em detrimento de operações combinando uma relação C:P 10 e pH 7. Os autores operaram o reator nas condições consideradas mais adequadas (C:P 3 e pH 8) por um ano e obtiveram uma taxa estável de remoção de fósforo de $0,020 \pm 0,003$ g-P/g-MLVSS×dia, correspondendo a um efluente com concentração de fósforo <0,5 mg/L.

ONG, YING HUI *et al.* (2014) operaram diferentes RBS nas temperaturas de 24°C, 28°C e 32°C e foram capazes de produzir efluentes com concentrações de menos de 1,0 mg/L de fósforo. Puderam ainda identificar a presença de apenas 10% de Competibacter-GAO nas temperaturas de 24°C e 28°C, enquanto elas representavam 40% da população bacteriana na operação à 32°C, sem que ocorresse redução da eficiência de tratamento. A estabilidade da eficiência pode ser devida à presença de Accumulibacter do clado IIF, capaz de suportar temperaturas mais altas, competir com outros clados de Accumulibacter e de coexistir com Competibacter-GAO sem comprometer o EBPR.

Embora HENZE *et al.* (2000) e GARCÍA-USACH *et al.* (2006) propusessem que os parâmetros cinéticos relacionados ao processo de remoção de fósforo pudessem ser previstos através da extrapolação de seu valor padrão através de correlação na forma de $a^{(T-20)}$, onde a é a constante de Arrhenius e T é a temperatura de operação, LIAU *et al.* (2014) afirma que estes parâmetros não obedecem esta regra, em virtude da peculiaridade da biomassa (Accumulibacter do clado IIF) predominante sob temperaturas superiores a 25°C. LIAU *et al.*, (2014) operaram RBS sob 28°C e 32°C e puderam determinar os parâmetros mais sensíveis do modelo ASM2 e calibrá-los para ambas as temperaturas. Desse modo, considerando a operação do reator em estudo com temperatura de 27°C, utilizaram-se os valores obtidos por LIAU *et al.*, (2014) com temperatura de 28°C para realizar a calibração do modelo matemático.

Considerando as variáveis mais sensíveis estabelecidas por LIAU *et al.* (2014), foram utilizados valores pertencentes aos intervalos sugeridos por BOONTIAN (2012)

para, através de diversas rodadas do modelo, refinar sua capacidade de previsão. Dessa forma, este se tornou capaz de descrever de forma coerente o comportamento do fósforo durante as fases de operação, apresentando liberação de fósforo durante a fase anaeróbia e sua captura durante a fase aeróbia, se aproximando dos valores medidos nos pontos de interesse (Figura 12 e Tabela 08). Os dados modelados de fósforo solúvel inorgânico (S_PO4) coincidem com os dados observado (S_PO4 Obs). Embora não tenha sido possível realizar medições de PHA, os resultados do modelo (X_PHA) indicam uma concentração provável, a ser validada nas próximas etapas de operação do reator.



Fonte: Autora.

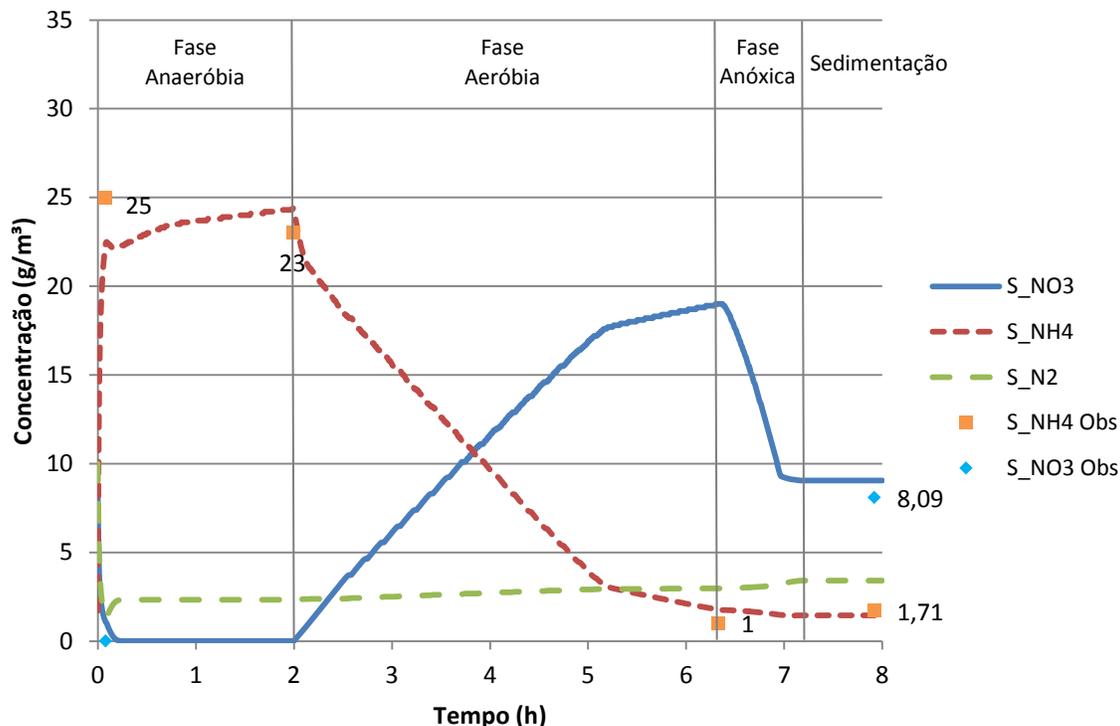
Tabela 08 – Tabela comparativa entre dados medidos e modelados para o comportamento do fósforo.

Parâmetro	PO ₄	
	Observado	Modelado
Tempo (h)		
00:05	2,45	4,18
02:00	11,9	10,1
06:20	0,69	0,003
07:55	0,09	0,009

Fonte: Autora.

Durante a operação do reator foi realizada a adição de esgoto bruto como fonte externa de carbono para suprir a demanda de matéria orgânica para a desnitrificação na fase anóxica, portanto, procedeu-se a introdução das variáveis e processos relativos à fonte externa de carbono para simular o comportamento do reator diante desta operação, conforme metodologia de SWINARSKI et al. (2012) supracitada.

Figura 13 – Comportamentos das frações de nitrogênio gerados pelo modelo ASM2d modificado.



Fonte: Autora.

Tabela 09 – Tabela comparativa entre dados medidos e modelados para o comportamento do nitrogênio.

Parâmetro	NH ₄		NO ₃	
	Observado	Modelado	Observado	Modelado
Tempo (h)				
00:05	25	22,4	0	1,08
02:00	23	24,3	-	-
06:20	1	1,77	-	-
07:55	1,71	1,45	8,09	9,05

Fonte: Autora.

Para as frações de nitrogênio, as curvas modeladas apresentadas na Figura 13 – nitrato e nitrito (S_NO3) e amônio e nitrogênio amoniacal (S_NH4) – concordam com os dados observados de amônio e nitrogênio amoniacal (S_NH4 Obs) e nitrato e nitrito

(S_NO3 Obs), apresentados na Tabela 09 e o comportamento esperado para o reator. É possível observar a geração de nitrogênio amoniacal durante a fase anaeróbia, sua degradação com geração de nitrato (nitrificação) durante a fase aeróbia e posterior desnitrificação durante a fase anóxica, atingindo valor próximo ao medido.

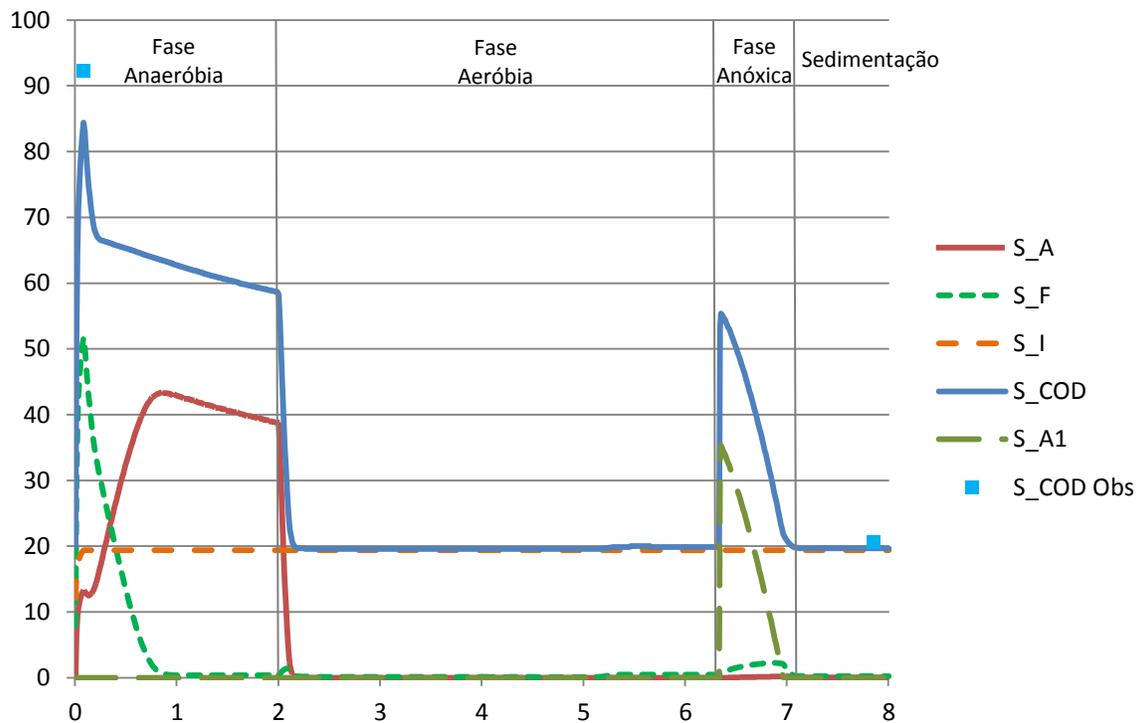
Tendo em vista que as características do esgoto não são constantes e que não havia controle do volume exato de esgoto lançado no início da fase anóxica em virtude de problemas mecânicos existentes nas válvulas solenoides, foi inserida no modelo fonte externa de carbono capaz de suprir a demanda estabelecida pela modelagem para realização da desnitrificação. No entanto, o volume de fonte externa de carbono demandado no início da fase anóxica para a desnitrificação, de acordo com o modelo, foi sensivelmente maior que aquele adicionado durante a operação do reator. Isto indica que o modelo não foi capaz de prever a ocorrência de desnitrificação durante a fase de aeração intermitente, resultando numa maior concentração de nitrato (S_NO3) ao fim desta fase e, conseqüentemente, maior demanda da fonte externa de carbono. Foram realizadas simulações com maiores concentrações de matéria orgânica afluyente a fim de verificar o comportamento das frações de nitrogênio, o que ratificou esta limitação na fase de aeração intermitente como uma das razões para a não ocorrência de desnitrificação.

A Figura 14 permite perceber a dinâmica entre o substrato fermentável facilmente biodegradável (S_F), produtos da fermentação (ácidos graxos voláteis – S_A), matéria orgânica inerte solúvel (S_I) e substrato fermentável facilmente biodegradável da fonte externa de carbono (S_A1). É possível observar a rápida degradação da fração S_F com a simultânea geração de S_A durante a fase anaeróbia. Durante o início da fase aeróbia, S_F é rapidamente consumido, permanecendo apenas a parcela inerte (S_I). Com o início da fase anóxica, observa-se a adição da fonte externa de carbono (S_A1) que é completamente consumida através da doação de elétrons para o processo de desnitrificação em curso.

Para determinar a cinética de degradação da matéria orgânica para o reator estudado e definir como se dá a desnitrificação durante a aeração intermitente é necessário realizar respirometria do lodo, só assim se pode afirmar que as constantes sugeridas pela literatura não se aplicam a este caso. Os estudos conduzidos por BLACKBURNE, YUAN e KELLER (2008), MA *et al.* (2009) e WU *et al.* (2007) demonstram condições sob as quais

foi possível atingir desnitrificação através do nitrito, utilizando controle de parâmetros como carga orgânica de entrada, OD, alcalinidade e potencial de oxi-redução, no entanto, a modelagem destas condições depende da capacidade deste de prever a limitação de oxigênio no interior do floco.

Figura 14 – Comportamento da matéria orgânica solúvel gerado pelo modelo ASM2d modificado.

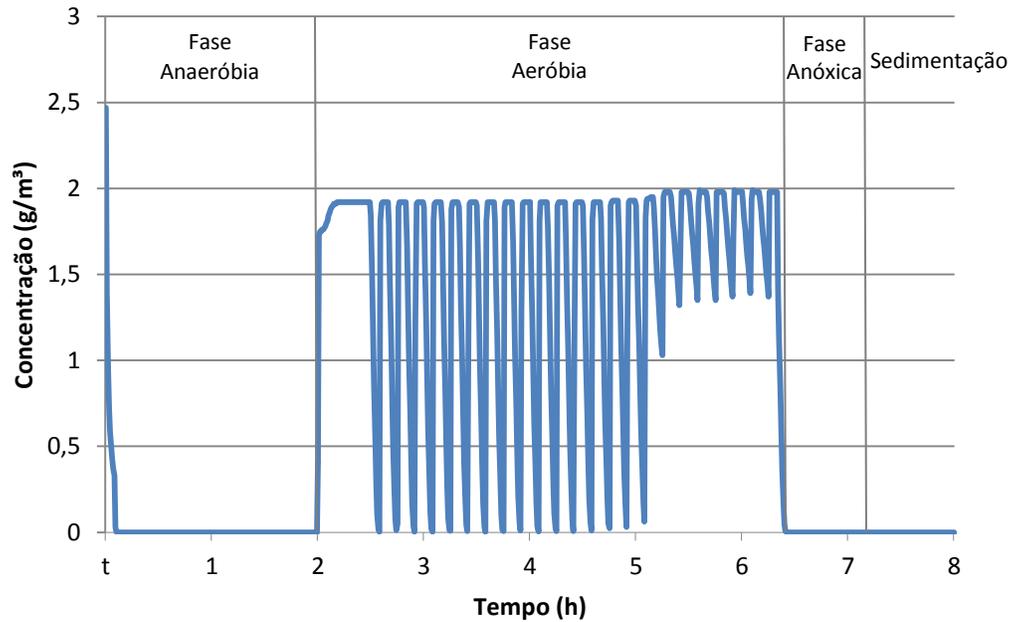


Fonte: Autora.

O esquema de aeração intermitente adotado para o RBS em estudo ocasiona rápidas mudanças na concentração de OD, visto que a aeração tem períodos de parada e de funcionamento de 05 min (cinco minutos). A Figura 15 apresenta o perfil de OD ao longo do ciclo de operação do RBS. A mudança de comportamento, com maior concentração de OD e menores variações desta concentração, verificada após aproximadamente 05:10 h (cinco horas e dez minutos) do ciclo se dá pela limitação da quantidade de fósforo no meio, como é possível observar na Figura 12. O fósforo solúvel (S_{PO4}) atinge concentração próxima aos coeficientes de meia saturação de S_{PO4} ($K_{P,H}$ e $K_{P,AUT}$), para os processos (4) Crescimento aeróbio de organismos heterótrofos com substrato fermentável facilmente biodegradável, (5) Crescimento aeróbio de organismos heterótrofos com ácidos graxos voláteis e (18) Crescimento aeróbio de organismos autótrofos nitrificantes e ainda próxima

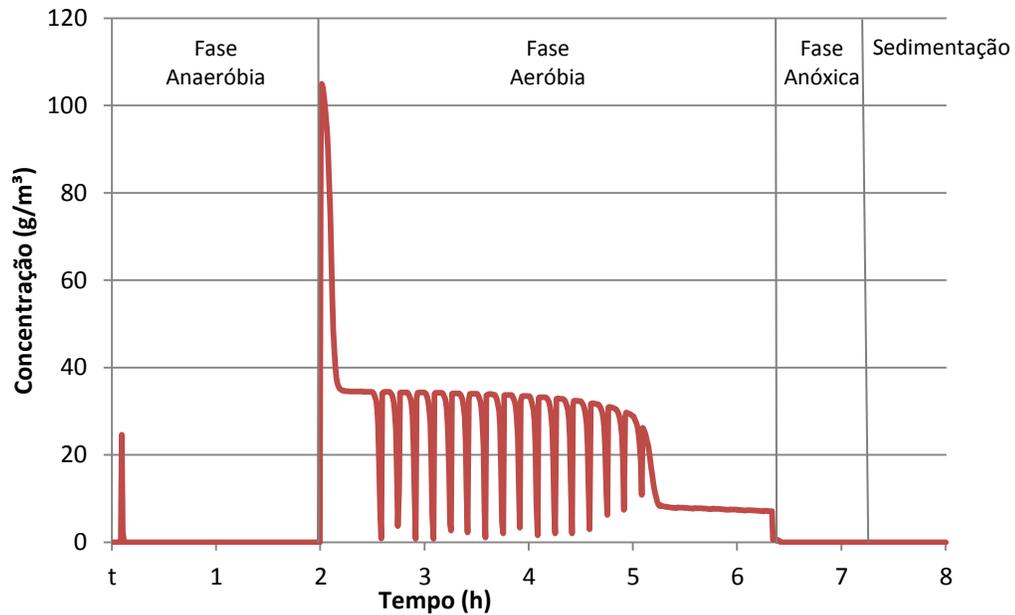
ao coeficiente de meia saturação para SPO_4 como nutriente ($K_{P,PAO}$) para o processo de (13) Crescimento aeróbio de organismos acumuladores de fósforo, cujas equações são apresentadas no Anexo A.

Figura 15 – Comportamento da concentração de oxigênio dissolvido em um ciclo.



Fonte: Autora.

Figura 16 – Comportamento da taxa de consumo de oxigênio (oxygen uptake rate - OUR).



Fonte: Autora.

A Figura 16 apresenta a taxa de consumo de oxigênio (oxygen uptake rate - OUR) ao longo do tempo. Observa-se um consumo elevado de oxigênio dissolvido no início da fase aeróbia (2h), utilizado para degradação do substrato fermentável facilmente biodegradável (S_F), após toda a degradação desta fração, o perfil oscila devido à limitação de oxigênio gerada pela aeração intermitente, enquanto a demanda máxima diminui em virtude da degradação do amônio somado ao nitrogênio amoniacal (S_NH4). À aproximadamente 05:10 h (cinco horas e dez minutos) do ciclo ocorre mudança no comportamento da curva de OUR, dada pela limitação da quantidade de fósforo no meio, visto que este atinge concentração próxima aos coeficientes de meia saturação de S_{PO4} ($K_{P,H}$ e $K_{P,AUT}$), para os processos 4, 5, 18 e 13, conforme supracitado. Esta condição foi identificada após a calibração do modelo, contudo é necessária a obtenção de mais dados que permitam confirmar este comportamento e investigar a melhor forma de minimizar os impactos negativos ao desempenho do reator.

6. CONCLUSÃO

A modificação do ASM2d através da implantação da variável de estado referente à fonte externa de carbono (S_A1) ampliou a capacidade do modelo de descrever o comportamento das frações de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo para o RBS em estudo. Além da função de previsão da qualidade do efluente ao sistema, a modelagem desta fração também permite definir o volume e vazão ideais de substrato a ser adicionado para garantir o melhor desempenho do RBS. A nova variável e seus processos correlatos permitem simular a adição de substrato externo facilmente biodegradável em qualquer ponto do ciclo de operação do reator, podendo ser facilmente adaptada a outras condições de operação e a outros reatores.

A calibração do modelo com parâmetros cinéticos e estequiométricos empíricos obtidos sob temperatura próxima à adotada neste estudo, levou os comportamentos modelados para as frações de matéria orgânica, de nitrogênio e de fósforo e do OD e OUR a se ajustar com os descritos pela literatura e concordar com os dados observados do RBS. No entanto, não foi possível realizar a validação do modelo para maximizar sua confiabilidade, em virtude de uma pane no sistema de aeração do reator que resultou na destruição da biomassa e interrupção da série temporal de registro de dados, tornando-a insuficiente. Embora o modelo não tenha tido sua capacidade de previsão dos parâmetros validada, foi possível verificar a aplicabilidade do ASM2d para a configuração de fases escolhida e com temperatura próxima à adotada.

Por fim, conclui-se que o modelo ASM2d modificado e calibrado neste trabalho representa bem os comportamentos do objeto de estudo, embora seja ainda necessária a validação dos seus dados. Melhorias significativas podem ser alcançadas com a realização das alterações recomendadas a seguir.

7. RECOMENDAÇÕES

Este modelo representa o primeiro passo na direção de adotar a modelagem como ferramenta para os estudos de tecnologias para o tratamento de efluentes no LSA-UFPE. Para tal, deve ser realizado planejamento de monitoramento e de experimentos com o objetivo de prover dados para o desenvolvimento e melhoria deste e de outros modelos matemáticos em estudo. Para tanto, convém seguir as etapas descritas por VANROLLEGHEM *et al.* (2003), a saber: (1) definição do objetivo da modelagem; (2) levantamento de planta, análise de dados e caracterização de processos: caracterização da transferência de massa (transferência de oxigênio e comportamento hidráulico), caracterização da sedimentação, caracterização biológica; (3) calibração do modelo com dados médios da fase de operação estável; (4) calibração dinâmica e avaliação dos resultados. Vale salientar a importância da determinação das frações de DQO e nitrogênio, além dos parâmetros cinéticos que regem os processos presentes no reator modelado.

GARCÍA-USACH *et al.* (2010) propõem a calibração dos parâmetros do modelo ASM2d relativos à desnitrificação ocorrida em condição anóxica, utilizando dados e experimentos aplicados a uma ETE real, o que pode ser utilizado pra determinar a melhor forma de coletar os dados necessários a realização desta calibração para o reator em estudo.

AGUADO *et al.* (2006) estabeleceram uma relação determinística entre a condutividade iônica e as variações nas concentrações de fósforo em processos EBPR. Foi demonstrada a forte correlação da condutividade com o fósforo em fases aeróbias e anaeróbias, aumentando e diminuindo quando o fósforo era liberado e capturado, respectivamente. Dessa forma, pode-se ajustar em tempo real a duração das fases através da instalação de um sistema online de controle dos processos com sensores de preço acessível e de fácil manutenção. Sendo assim, sugere-se instalar este sistema para maximizar o controle, estabilidade e eficiência da operação do reator em estudo, o que geraria dados ainda mais robustos para sua modelagem.

É imprescindível que sejam instalados equipamentos para medição do volume de oxigênio adicionado, monitoramento online do OD e da alcalinidade e controle rigoroso do volume e características do lodo descartado e das frações de sólidos em todas as fases da operação do reator.

REFERÊNCIAS

ADMON, S.; GREEN, M.; AVNIMELECH, Y. **Biodegradation Kinetics of Hydrocarbons in Soil during Land Treatment of Oily Sludge** *Bioremediation Journal*, 2001.

AGUADO, D. et al. Relating ions concentration variations to conductivity variations in a sequencing batch reactor operated for enhanced biological phosphorus removal. **Environmental Modelling & Software**, v. 21, n. 6, p. 845–851, jun. 2006.

AKUNNA, J. C.; BIZEAU, C.; MOLETTA, R. **Nitrate reduction by anaerobic sludge using glucose at various nitrate concentrations: ammonification, denitrification and methanogenic activities** *Environmental Technology*, 1994.

APHA. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. **Standard Methods**, p. 541, 2005.

ARTAN, N.; ORHON, D. **Mechanism and design of sequencing batch reactors for nutrient removal**. [s.l: s.n.].

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). NBR 9648: Estudo de concepção de sistemas de esgoto sanitário. p. 5, 1986.

BERNET, N.; DELGENES, N.; MOLETTA, R. Denitrification by Anaerobic Sludge in Piggery Wastewater. **Environmental Technology**, v. 17, n. 3, p. 293–300, 1996.

BERNET, N.; MOLETTA, R. **Anaerobic digestion and nitrogen removal**, 1996.

BLACKBURNE, R.; YUAN, Z.; KELLER, J. Demonstration of nitrogen removal via nitrite in a sequencing batch reactor treating domestic wastewater. **Water Research**, v. 42, n. 8-9, p. 2166–2176, 2008.

BOONTIAN, N. A Calibration Approach towards Reducing ASM 2 d Parameter Subsets in Phosphorus Removal Processes. **Proceedings of World Academy of Science, ...**, v. 6, n. 4, p. 984–990, 2012.

BORTOLI, M.; KUNZ, A.; SOARES, H. Emissão de óxido nitroso nos processos de remoção biológica de nitrogênio de efluentes. **Eng. Sanit. Ambient.**, v. 17, n. 1, p. 1–6, 2012.

CONAMA. Resolução n 357, 18 de março de 2005. **Diário Oficial**, n. 053, p. 58–63, 2005.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE- CONAMA. **RESOLUÇÃO N° 430, DE 13 DE MAIO DE 2011**, 2011. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama/legiabre.cfm?codlegi=646>>

DAGUE, R. R.; C.STUCKEY, D. Initial Studies on the Anaerobic Sequencing Batch Reactor. 1992.

DAPENA-MORA, A. et al. Enrichment of Anammox biomass from municipal activated sludge: Experimental and modelling results. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 79, p. 1421–1428, 2004.

DOCKHORN, T.; DICHTL, N.; KAYSER, R. **Comparative investigations on COD-removal in sequencing batch reactors and continuous flow plants** Water Science and Technology. **Anais...**2001

FALKENTOFT, C. M. et al. Possible complication regarding phosphorus removal with a continuous flow biofilm system: diffusion limitation. **Biotechnology and bioengineering**, v. 76, n. 1, p. 77–85, 2001.

FERREIRA, A. L. T. S. **REMOÇÃO BIOLÓGICA SIMULTÂNEA DE FÓSFORO E NITROGÊNIO DE ESGOTO SANITÁRIO EM REATORES SEQUÊNCIAIS EM BATELADA**. [s.l.] UFPE, 2014.

FONGSATITKUL, P. et al. Use of sequencing batch reactors and Fenton's reagent to treat a wastewater from a textile industry. **Biochemical Engineering Journal**, v. 21, n. 3, p. 213–220, nov. 2004.

FUJII, B. I. O. Y. Análise comparativa entre o processo de lodo ativado e o reator de biofilme de leito móvel na remoção de nitrogênio de esgoto sanitário. 2011.

GARCÍA-USACH, F. et al. Calibration and simulation of ASM2d at different temperatures in a phosphorus removal pilot plant. **Water Science and Technology**, v. 53, n. 12, p. 199–206, 2006.

GEORGE TCHOBANOQLOUS, FRANKLIN L. BURTON, H. D. S. **Metcalf-eddy wastewater engineering treatment and reuse.pdf**, 2002.

GERARDI, M. H. **Wastewater microbiology: Nitrification and Denitrification in the Activated Sludge Process**New YorkJohn Wiley and Sons, , 2002.

GERNAEY, K. V et al. Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of the art. **Environmental Modelling & Software**, v. 19, n. 9, p. 763–783, set. 2004.

GRAY, N. . **Biology of wastewater treatment**. [s.l: s.n.].

GRUNDITZ, C.; GUMAELIUS, L.; DALHAMMAR, G. Comparison of inhibition assays using nitrogen removing bacteria: Application to industrial wastewater. **Water Research**, v. 32, n. 10, p. 2995–3000, 1998.

HAUDUC, H. et al. **A systematic approach for model verification: Application on seven published activated sludge models**Water Science and Technology. **Anais...**2010

HENRIQUE, I. N. et al. **Remoção biológica de fósforo em reatores em bateladas sequenciais com diferentes tempos de retenção de sólidos**Engenharia Sanitaria e

Ambiental, 2010. Disponível em: <http://www.scielo.br/scielo.php?pid=S1413-41522010000200012&script=sci_arttext>. Acesso em: 3 maio. 2014

HENZE, M. et al. **Activated Sludge Model No.2d, ASM2d** *Water Science and Technology*, 1999. Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0273122398008294>>

HENZE, M. et al. **Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3**. London: [s.n.].

HOOD, C. R.; RANDALL, A. A. A biochemical hypothesis explaining the response of enhanced biological phosphorus removal biomass to organic substrates. **Water research**, v. 35, n. 11, p. 2758–66, ago. 2001.

HOPKINS, L. N.; LANT, P. A.; NEWELL, R. B. **Using the flexibility index to compare batch and continuous activated sludge processes** *Water Science and Technology. Anais...*2001

IBRAHIM, G.; ABASAEED, A. Modelling of sequencing batch reactors. **Water research**, v. 29, p. 1761–1766, 1995.

JEPPSSON, U. A General Description of the Activated Sludge Model No . 1 (ASM1). **Components**, v. 1, n. 1, p. 1–16, 1996.

JORDÃO, E. P.; PESSOA, C. A. **TRATAMENTO DE ESGOTOS DOMESTICOS**. 5. ed. Rio de Janeiro: ABES, 2011.

KAMPSCHREUR, M. J. et al. Nitrous oxide emission during wastewater treatment. **Water research**, v. 43, n. 17, p. 4093–103, set. 2009.

KENNEDY, K. J.; MCHARG, A. M. **Optimization of municipal wastewater biological nutrient removal using ASM2d**, 2007.

KENNEDY, K. J.; MCHARG, A. M. Calibration of denitrifying activity of polyphosphate accumulating organisms in an extended ASM2d model. **Water research**, v. 44, n. 18, p. 5284–97, out. 2010.

KOCH, G. et al. **Mathematical modeling of autotrophic denitrification in a nitrifying biofilm of a rotating biological contactor** *Water Science and Technology. Anais...*2000

LAMBERT, W.; NWAOKORO, R.; RUSSO, S. **Simultaneous Nitrification and Denitrification in a Sequencing Batch Reactor**. [s.l: s.n.].

LIAU, K. F. et al. Kinetic and stoichiometric characterization for efficient enhanced biological phosphorus removal (EBPR) process at high temperatures. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 38, n. 4, p. 729–737, 2014.

LIWARSKA-BIZUKOJC, E.; BIZUKOJC, M.; LEDAKOWICZ, S. Kinetics of the aerobic

biological degradation of shredded municipal solid waste in liquid phase. **Water Research**, v. 36, n. 8, p. 2124–2132, 2002.

LIWARSKA-BIZUKOJC, E. W. A. Determination of Kinetic and Stoichiometric parameter of activated sludge models. **Environment Protection Engineering**, v. 37, n. 3, p. 73, 2011.

LOUKIDOU, M. X.; ZOUBOULIS, A. I. Comparison of two biological treatment processes using attached- growth biomass for sanitary land ® II leachate treatment. v. 111, p. 273–281, 2001.

MA, Y. et al. Achieving nitrogen removal via nitrite in a pilot-scale continuous pre-denitrification plant. **Water Research**, v. 43, n. 3, p. 563–572, 2009.

MADIGAN, M. T. (SOUTHERN I. U. C. et al. **Brock Biology of Microorganisms**. [s.l: s.n.]. v. 33

MATSUMOTO, S.; TERADA, A.; TSUNEDA, S. Modeling of membrane-aerated biofilm: Effects of C/N ratio, biofilm thickness and surface loading of oxygen on feasibility of simultaneous nitrification and denitrification. **Biochemical Engineering Journal**, v. 37, n. 1, p. 98–107, out. 2007.

MAURER, M. et al. Kinetics of biologically induced phosphorus precipitation in wastewater treatment. **Water Research**, v. 33, n. 2, p. 484–493, fev. 1999.

MAURER, M.; BOLLER, M. Modelling of phosphorus precipitation in wastewater treatment plants with enhanced biological phosphorus removal. **Water Science and Technology**, v. 39, n. 1, p. 147–163, 1999.

METCALF, E.; EDDY, H. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. [s.l: s.n.].

MIQUELETO, A. P. et al. Treatment of easily degradable wastewater in a stirred anaerobic sequencing batch biofilm reactor. **Water research**, v. 39, n. 11, p. 2376–84, jun. 2005.

OEHMEN, A et al. Modelling the population dynamics and metabolic diversity of organisms relevant in anaerobic/anoxic/aerobic enhanced biological phosphorus removal processes. **Water research**, v. 44, n. 15, p. 4473–86, ago. 2010.

OEHMEN, A. et al. Advances in enhanced biological phosphorus removal: from micro to macro scale. **Water research**, v. 41, n. 11, p. 2271–300, jun. 2007.

OLIVEIRA, R. DE; DUDA, R. Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator anaeróbio operado em batelada sequencial. **Eng Sanit Ambient**, n. 16, p. 533–542, 2009.

ONG, Y. H. et al. Long-term performance evaluation of EBPR process in tropical climate: start-up, process stability, and the effect of operational pH and influent C:P ratio. **Water science and technology : a journal of the International Association on Water Pollution Research**, v. 67, n. 2, p. 340–6, 2013.

ONG, Y. H. et al. High-temperature EBPR process: the performance, analysis of PAOs and GAOs and the fine-scale population study of *Candidatus "Accumulibacter phosphatis"*. **Water research**, v. 64, p. 102–112, nov. 2014.

OSELAME, M. **Simulação e calibração de reator em bateladas sequenciais (RBS) no tratamento de esgoto sanitário em escala real**. [s.l.] UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA, 2013.

PRAMANIK, J. et al. Development and validation of a flux-based stoichiometric model for enhanced biological phosphorus removal metabolism. **Water Research**, v. 33, n. 2, p. 462–476, 1999.

REICHERT, P. **Aquasim - a Tool for Simulation and Data-Analysis of Aquatic Systems**. [s.l.: s.n.]. v. 30

RODRIGUES, J. A. D. et al. Influence of agitation rate on the performance of an anaerobic sequencing batch reactor containing granulated biomass treating low-strength wastewater. **Advances in Environmental Research**, v. 7, n. 2, p. 405–410, jan. 2003.

SANTOS, R. C. DE O.; FILHO, O. B.; GIORDANO, G. Proposta de um método racional para o dimensionamento de reatores de tratamento de esgotos por lodos ativados em bateladas para remoção de carga orgânica. **Engenharia Sanitaria e Ambiental**, v. 11, n. 2, p. 153–161, 2006.

SAWYER, C. N.; MCCARTY, P. L.; PARKIN, G. F. **Chemistry for Environmental Engineering and Science**. 5. ed. [s.l.] McGraw-Hill, 2003.

SHAMKHI, M. S. (COLLEGE OF E.-U. OF W. Comparison of Chemical and Biological Phosphorus Removal from Wastewater in Numaniya WWTP. **Wasit Journal for Science & Medicine**, p. 1–11, 2011.

SHIMADA, T. et al. Carbohydrate storage in anaerobic sequencing batch reactors. **Water research**, v. 41, n. 20, p. 4721–9, dez. 2007.

SHIZAS, I.; BAGLEY, D. M. Improving anaerobic sequencing batch reactor performance by modifying operational parameters. **Water Research**, v. 36, n. 1, p. 363–367, jan. 2002.

SIEGRIST, H.; REITHAAR, S.; LAIS, P. Nitrogen loss in a nitrifying rotating contactor treatment ammonium rich leachate without organic carbon. **Water Science and Technology**, v. 37, n. i, p. 589–591, 1998.

SIN, G. et al. A critical comparison of systematic calibration protocols for activated sludge models: A SWOT analysis. **Water Research**, v. 39, n. 12, p. 2459–2474, jul. 2005.

SOEJIMA, K. et al. Modeling and experimental study on the anaerobic/aerobic/anoxic process for simultaneous nitrogen and phosphorus removal: The effect of acetate addition. **Process Biochemistry**, v. 43, n. 6, p. 605–614, jun. 2008.

SWINARSKI, M. et al. Modeling External Carbon Addition in Biological Nutrient Removal Processes with an Extension of the International Water Association Activated Sludge Model. **Water Environment Research**, v. 84, n. 8, p. 646–655, 2012.

TORRIJOS, M.; VUITTON, V.; MOLETTA, R. **The SBR process: An efficient and economic solution for the treatment of wastewater at small cheesemaking dairies in the Jura mountains** Water Science and Technology. *Anais...*2001

TREMIER, A. et al. **A respirometric method for characterising the organic composition and biodegradation kinetics and the temperature influence on the biodegradation kinetics, for a mixture of sludge and bulking agent to be co-composted** Bioresource Technology. *Anais...*2005

TSUNEDA, S. et al. Effect of salinity on nitrous oxide emission in the biological nitrogen removal process for industrial wastewater. **Journal of hazardous materials**, v. 119, n. 1-3, p. 93–8, 2005.

VANROLLEGHEM, P. A et al. A COMPREHENSIVE MODEL CALIBRATION PROCEDURE FOR ACTIVATED SLUDGE MODELS. **Proceedings of the Water Environment Federation**, v. 2003, n. 9, p. 210–237, 1 jan. 2003.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias - Lodos Ativados**. 3. ed. Belo Horizonte: Editora UFMG, 2012.

WEF; ASCE; EWRI. **Biological Nutrient Removal (BNR) Operation in Wastewater Treatment Plants: WEF Manual of Practice No. 30: WEF Manual of Practice, Issue 30**. New York: WEF Press McGraw-Hill, 2005.

WILDERER, P. A.; IRVINE, R. L.; GORONSZY, M. C. **Sequencing Batch Reactor Technology**. [s.l: s.n.].

WISA - WATER INSTITUTE OF SOUTHERN AFRICA. **Handbook for the operation of wastewater treatment plants**. [s.l: s.n.].

WOLFF, D. B. **Remoção Biológica De Carbono E Nitrogênio De Esgoto Urbano Em Reatores Híbridos Utilizando Dois Materiais Suporte Flotantes**. [s.l.] UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA, 2005.

WU, C. et al. Nitrification-denitrification via nitrite in SBR using real-time control strategy when treating domestic wastewater. **Biochemical Engineering Journal**, v. 36, n. 2, p. 87–92, 2007.

ZHU, J.; ZHANG, Z.; MILLER, C. A Laboratory Scale Sequencing Batch Reactor with the Addition of Acetate to remove Nutrient and Organic Matter in Pig Slurry. **Biosystems Engineering**, v. 93, n. 4, p. 437–446, abr. 2006.

Anexo A – Processos do modelo ASM2d modificado.

Processos		
1	Hidrólise aeróbia	$q_{XCB_SB,hyd} \times [S_{O_2}/(K_{O_2,hyd} + S_{O_2})] \times [(XC_B/X_H)/(K_{XCB,hyd} + (XC_B/X_H))] \times X_H$
2	Hidrólise anóxica	$q_{XCB_SB,hyd} \times n_{qhyd,Ax} \times [K_{O_2,hyd}/(K_{O_2,hyd} + S_{O_2})] \times [S_{NOx}/(K_{NOx,hyd} + S_{NOx})] \times [(XC_B/X_H)/(K_{XCB,hyd} + (XC_B/X_H))] \times X_H$
3	Hidrólise anaeróbia	$q_{XCB_SB,hyd} \times n_{qhyd,An} \times [K_{O_2,hyd}/(K_{O_2,hyd} + S_{O_2})] \times [K_{NOx,hyd}/(K_{NOx,hyd} + S_{NOx})] \times [(XC_B/X_H)/(K_{XCB,hyd} + (XC_B/X_H))] \times X_H$
4	Crescimento aeróbio de X_H com S_F	$\mu_H \times [S_{O_2}/(K_{O_2,H} + S_{O_2})] \times [S_F/(K_{SF,H} + S_F)] \times [S_A/(S_F + S_A)] \times [S_{NHx}/(K_{NHx,H} + S_{NHx})] \times [S_{PO4}/(K_{PO4,H} + S_{PO4})] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,H} + S_{Aik})] \times X_H$
5	Crescimento aeróbio de X_H com S_A	$\mu_H \times [S_{O_2}/(K_{O_2,H} + S_{O_2})] \times [S_A/(K_{A,H} + S_A)] \times [S_A/(S_F + S_A)] \times [S_{NHx}/(K_{NHx,H} + S_{NHx})] \times [S_{PO4}/(K_{PO4,H} + S_{PO4})] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,H} + S_{Aik})] \times X_H$
5a	Crescimento aeróbio de X_H com S_{A1}	$\mu_{H1} \times [S_{O_2}/(K_{O_2,H} + S_{O_2})] \times [S_{A1}/(K_{A,H1} + S_{A1})] \times [S_{NHx}/(K_{NHx,H} + S_{NHx})] \times [S_{PO4}/(K_{PO4,H} + S_{PO4})] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,H} + S_{Aik})] \times X_H$
6	Crescimento anóxico de X_H com S_F	$\mu_H \times n_{\mu H,Ax} \times [K_{O_2,H}/(K_{O_2,H} + S_{O_2})] \times [S_{NOx}/(K_{NOx,H} + S_{NOx})] \times [S_F/(K_{SF,H} + S_F)] \times [S_F/(S_F + S_A)] \times [S_{NHx}/(K_{NHx,H} + S_{NHx})] \times [S_{PO4}/(K_{PO4,H} + S_{PO4})] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,H} + S_{Aik})] \times X_H$
7	Crescimento anóxico de X_H com S_A	$\mu_H \times n_{\mu H,Ax} \times [K_{O_2,H}/(K_{O_2,H} + S_{O_2})] \times [S_{NOx}/(K_{NOx,H} + S_{NOx})] \times [S_A/(K_{A,H} + S_A)] \times [S_{NHx}/(K_{NHx,H} + S_{NHx})] \times [S_{PO4}/(K_{PO4,H} + S_{PO4})] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,H} + S_{Aik})] \times X_H$
7a	Crescimento anóxico de X_H com S_{A1}	$\mu_{H1} \times n_{\mu H,Ax1} \times [K_{O_2,H}/(K_{O_2,H} + S_{O_2})] \times [S_{NOx}/(K_{NOx,H} + S_{NOx})] \times [S_A/(K_{A,H} + S_A)] \times [S_A/(S_F + S_A)] \times [S_{NHx}/(K_{NHx,H} + S_{NHx})] \times [S_{PO4}/(K_{PO4,H} + S_{PO4})] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,H} + S_{Aik})] \times X_H$
8	Fermentação	$q_{SF_A,Max} \times [K_{O_2,H}/(K_{O_2,H} + S_{O_2})] \times [K_{NOx,H}/(K_{NOx,H} + S_{NOx})] \times [S_F/(K_{fe} + S_F)] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,H} + S_{Aik})] \times X_H$
9	Lise de X_H	$b_H \times X_H$
10	Acúmulo de X_{PHA}	$q_{PAO_A_Stor} \times [S_A/(K_{A,PAO} + S_A)] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,PAO} + S_{Aik})] \times [(X_{PP}/X_{PAO})/(K_{S,IPP_PAO} + (X_{PP}/X_{PAO}))] \times X_{PAO}$
11	Acúmulo aeróbio de X_{PP}	$q_{PP} \times [S_{O_2}/(K_{O_2,PAO} + S_{O_2})] \times [S_{PO4}/(K_{PO4,PAO,upt} + S_{PO4})] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,PAO} + S_{Aik})] \times [(X_{PAO,Stor}/X_{PAO})/(K_{fStor_PAO} + (X_{PAO,Stor}/X_{PAO}))] \times [(K_{Max} - X_{PP}/X_{PAO})/(K_{IPP} + K_{Max} - (X_{PP}/X_{PAO}))] \times X_{PAO}$
11a	Acúmulo aeróbio de X_{PP} com S_{A1}	$q_{PP1} \times [S_{O_2}/(K_{O_2,PAO} + S_{O_2})] \times [S_{A1}/(K_{A,PAO1} + S_{A1})] \times [S_{PO4}/(K_{PO4,PAO,upt} + S_{PO4})] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,PAO} + S_{Aik})] \times$

		$[(K_{Max}-X_{PP}/X_{PAO})/(K_{IPP}+K_{Max}-(X_{PP}/X_{PAO}))] \times X_{PAO}$
12	Acúmulo anóxico de X_{PP}	$q_{PP} \times \eta_{NO3,PAO} \times [S_{NOx}/(K_{NOx,PAO}+S_{NOx})] \times [K_{O2,PAO}/(K_{O2,PAO}+S_{O2})] \times [S_{PO4}/(K_{PO4,PAO,upt}+S_{PO4})] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,PAO}+S_{Aik})] \times [(X_{PAO,Stor}/X_{PAO})/(K_{fStor_PAO}+(X_{PAO,Stor}/X_{PAO}))] \times [(K_{Max}-X_{PP}/X_{PAO})/(K_{IPP}+K_{ax}-(X_{PP}/X_{PAO}))] \times X_{PAO}$
12 a	Acúmulo anóxico de X_{PP} com S_{A1}	$q_{PP1} \times \eta_{NO3,PAO1} \times [S_{NOx}/(K_{NOx,PAO}+S_{NOx})] \times [K_{O2,PAO}/(K_{O2,PAO}+S_{O2})] \times [S_{PO4}/(K_{PO4,PAO,upt}+S_{PO4})] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,PAO}+S_{Aik})] \times [S_{A1}/(K_{A,PAO1}+S_{A1})] \times [(K_{Max}-X_{PP}/X_{PAO})/(K_{IPP}+K_{Max}-(X_{PP}/X_{PAO}))] \times X_{PAO}$
13	Crescimento aeróbio de X_{PAO}	$\mu_{PAO} \times [S_{O2}/(K_{O2,PAO}+S_{O2})] \times [S_{NHx}/(K_{NHx,PAO}+S_{NHx})] \times [S_{PO4}/(K_{PO4,PAO,nut}+S_{PO4})] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,PAO}+S_{Aik})] \times [(X_{PAO,Stor}/X_{PAO})/(K_{fStor_PAO}+(X_{PAO,Stor}/X_{PAO}))] \times X_{PAO}$
13 a	Crescimento aeróbio de X_{PAO} com S_{A1}	$\mu_{PAO1} \times [S_{O2}/(K_{O2,PAO}+S_{O2})] \times [S_{A1}/(K_{A,PAO1}+S_{A1})] \times [S_{NHx}/(K_{NHx,PAO}+S_{NHx})] \times [S_{PO4}/(K_{PO4,PAO,nut}+S_{PO4})] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,PAO}+S_{Aik})] \times X_{PAO}$
14	Crescimento anóxico de X_{PAO}	$\mu_{PAO} \times \eta_{NO3,PAO} \times [K_{O2,PAO}/(K_{O2,PAO}+S_{O2})] \times [S_{NOx}/(K_{NOx,PAO}+S_{NOx})] \times [S_{NHx}/(K_{NHx,PAO}+S_{NHx})] \times [S_{PO4}/(K_{PO4,PAO,nut}+S_{PO4})] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,PAO}+S_{Aik})] \times [(X_{PAO,Stor}/X_{PAO})/(K_{fStor_PAO}+(X_{PAO,Stor}/X_{PAO}))] \times X_{PAO}$
14 a	Crescimento anóxico de X_{PAO} com S_{A1}	$\mu_{PAO1} \times \eta_{NO3,PAO1} \times [K_{O2,PAO}/(K_{O2,PAO}+S_{O2})] \times [S_{NOx}/(K_{NOx,PAO}+S_{NOx})] \times [S_{NHx}/(K_{NHx,PAO}+S_{NHx})] \times [S_{A1}/(K_{A,PAO1}+S_{A1})] \times [S_{PO4}/(K_{PO4,PAO,nut}+S_{PO4})] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,PAO}+S_{Aik})] \times X_{PAO}$
15	Lise de X_{PAO}	$b_{PAO} \times X_{PAO} \times [S_{Aik}/(K_{Aik,PAO}+S_{Aik})]$
16	Lise de X_{PP}	$b_{PP_PO4} \times [S_{Aik}/(K_{Aik,PAO}+S_{Aik})] \times [X_{PP}/X_{PAO}] \times X_{PAO}$
17	Lise de X_{PHA}	$b_{Stor_A} \times [S_{Aik}/(K_{Aik,PAO}+S_{Aik})] \times [X_{PAO,Stor}/X_{PAO}] \times X_{PAO}$
18	Crescimento aeróbio de X_{AUT}	$\mu_{ANO,Max} \times [S_{O2}/(K_{O2,ANO}+S_{O2})] \times [S_{NHx}/(K_{NHx,ANO}+S_{NHx})] \times [S_{PO4}/(K_{PO4,ANO}+S_{PO4})] \times [S_{Aik}/(K_{Aik,ANO}+S_{Aik})] \times X_{AUT}$
19	Lise de X_{AUT}	$b_{ANO} \times X_{AUT}$
20	Precipitação	$q_{P,pre} \times S_{PO4} \times X_{MeOH}$
21	Redissolução	$q_{P,red} \times X_{MeP} \times [S_{Aik}/(K_{Aik,pre}+S_{Aik})]$