



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SERGIPE

CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA

NÚCLEO DE ENGENHARIA AMBIENTAL

Isadora Inez Alves Koszma

Modelagem matemática e análise de biorreatores de lodo ativo para o tratamento de efluentes líquidos

São Cristóvão – SE
2016

Isadora Inez Alves Koszma

Modelagem matemática e análise de biorreatores de lodo ativo para o tratamento de efluentes líquidos

Trabalho de Conclusão de Curso submetido ao Núcleo de Engenharia Ambiental e Sanitária da Universidade Federal de Sergipe como requisito parcial para a obtenção do título de Bacharel em Engenharia Ambiental e Sanitária.

Orientador: Prof. Dr. José Jailton Marques

São Cristóvão – SE
2016

É concedida à Universidade Federal de Sergipe permissão para reproduzir cópias desta monografia e emprestar ou vender tais cópias somente para propósitos acadêmicos e científicos. O autor reserva outros direitos de publicação e nenhuma parte deste trabalho acadêmico pode ser reproduzida sem a autorização por escrito do autor.

Assinatura

KOSZMA, Isadora Inez Alves.

MODELAGEM MATEMÁTICA E ANÁLISE DE BIORREACTORES DE LODO ATIVO PARA O TRATAMENTO DE EFLUENTES LÍQUIDOS/ Isadora Inez Alves Koszma

São Cristóvão, 2016

106 p. : il.

Trabalho Acadêmico Orientado. Centro de Ciências Exatas e Tecnologia, Universidade Federal de Sergipe, São Cristóvão.

I. Universidade Federal de Sergipe/Sergipe.

II. Título.

Autora do Trabalho: Isadora Inez Alves Koszma

Título do Trabalho: Modelagem matemática e análise de biorreatores de lodo ativo para o tratamento de efluentes líquidos.

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado
ao Núcleo de Engenharia Ambiental da
Universidade Federal de Sergipe, como parte
dos requisitos para obtenção da graduação
em Engenharia Ambiental e Sanitária.

Trabalho aprovado no dia _____ de _____ de _____.

Prof. Dr. José Jailton Marques

Universidade Federal de Sergipe

Prof. Dr. João Sampaio d'Avila

Diretor Presidente da Ambientec Consultoria Ambiental

Prof. Dr. Bruno Santos Souza

Universidade Federal de Sergipe

Este trabalho é dedicado à minha família, amigos e professores.

Agradecimentos

À Deus, por minha saúde, paz e fé.

À minha família, pelo apoio, amor, cuidado e carinho. Ter quem amamos próximo de nós é incentivador.

Aos meus amigos pelo incentivo, pela companhia, e pelo carinho. Caminhar com vocês ao meu lado é gratificante.

Ao professor Jailton, pela orientação, inspiração, disponibilidade e paciência. Mais que um mestre, um amigo.

Ao professor João d'Ávila, pelos livros emprestados, comentários, incentivo e pela oportunidade de trabalhar na Ambientec Consultoria Ambiental.

Ao professor Davi Soares pela orientação na modelagem matemática com Runge-Kutta.

À todos os professores que contribuíram com minha formação.

*“Those who dwell among the beauties
and mysteries of the earth are never alone or weary of life”.*
(Rachel Carson)

Resumo

O tratamento de efluentes líquidos pelo processo dos lodos ativos é uma tecnologia com elevada maturidade empregada na maioria das plantas de tratamento em todo o mundo quer seja na forma convencional quer em uma de suas diversas modalidades. Nesse contexto, este trabalho aborda a modelagem matemática e a análise de biorreatores de lodo ativo para degradação de matéria orgânica carbonácea e simula diversas situações operacionais, fornecendo parâmetros operacionais e de controle, comprovando a utilidade da modelagem matemática nesta área. Dentre os estudos de caso tratados no texto, fez-se uma simulação referente à estação de tratamento de efluentes (ETE) da Universidade Federal de Sergipe (UFS), a fim de estimar sua eficiência e compará-la com os dados de projeto. Para cada situação estudada, o modelo matemático consistiu num sistema de equações diferenciais ordinárias acopladas, resultantes dos balanços de massa para o substrato e para a biomassa, em regime transiente, adotando-se alguns modelos cinéticos clássicos aplicáveis ao tratamento de efluentes, a saber: Monod e Andrews considerando-se os parâmetros cinéticos e demais variáveis de projetos típicos, obtidos na literatura. Mostrou-se que a idade do lodo, as constantes cinéticas, a razão de reciclo, a eficiência de separação do lodo e a vazão de aeração são os parâmetros que mais afetam o comportamento do processo. Já o modelo cinético, dentre os que foram estudados, não influenciou de modo significativo na eficiência do tratamento, em regime estacionário. Os resultados mostraram que a simulação é uma ferramenta de grande utilidade na análise de biorreatores e na otimização ou projeto de processos. Quanto à ETE da UFS, a eficiência estimada foi muito baixa em comparação com processos convencionais, comprovando os efeitos negativos da falta de separação do lodo.

Palavras-chaves: Modelagem matemática, lodos ativos, modelo cinético.

Abstract

Wastewater treatment by active sludge is a technology with high maturity employed in many treatment plants around the world whether in conventional form or not. In this context, this paper discusses the mathematical modeling and analyses active sludge bioreactors for organic carbonaceous matter degradation and simulates various operating conditions, providing operational and control parameters, and the usefulness of mathematical modeling in this area. Among the case studies addressed in the text, there was a simulation relating to the wastewater treatment plant of the Universidade Federal de Sergipe (UFS) in order to estimate its efficiency and compare it with the design data. For each studied situation, the mathematical model consisted of a system of ordinary differential equations, resulting from mass balances for the substrate and biomass, in transient state, and adopting some classical kinetic models for the treatment of effluents, namely: Monod and Andrews considering the kinetic parameters typical designs and other variables available in the literature. It has been shown that the sludge age, the kinetic constant, the ratio of recycle the sludge separation efficiency and aeration flow are the parameters that most affect the process. The kinetic model, among those who were studied did not influence significantly the efficiency of the treatment at steady state. The results showed that the simulation is a useful tool in the bioreactor analysis and optimization or process design. As for UFS wastewater treatment plant, the estimated efficiency was very low compared with conventional processes, proving the negative effects of lack of sludge separation.

Keywords: Mathematical modeling, activated sludges, kinetic model.

Lista de ilustrações

Figura 1– Esquema ETE.....	24
Figura 2 - Esquema do efeito autodepuração de um rio	25
Figura 3 – Esquema tratamento por lodos ativos	27
Figura 4 - Reator de fluxo contínuo.....	34
Figura 5 - Operação de um reator de fluxo contínuo com recirculação de lodo	35
Figura 6 - Operação de um reator em batelada no tratamento de efluente	36
Figura 7 - Ciclo de crescimento biológico	37
Figura 8 - Determinação da constante de Monod.....	39
Figura 9 - Curvas de crescimento para diferentes valores de K_S	39
Figura 10 - Proposta de classificação dos modelos em grupos distintos conforme os conjuntos de ferramentas e técnicas matemáticas disponíveis na literatura	46
Figura 11 - Etapas para modelagem matemática.....	47
Figura 12– Representação esquemática da interação entre os oito processos biológicos de um sistema de lodos ativos considerados pelo modelo ASM1	49
Figura 13– Ilustração do método RK	50
Figura 14 - Construção do resultado com RK clássico.	53
Figura 15 - Volume Controle do balanço de massa para lodos ativos	55
Figura 16 - Ilustração do volume controle para balanço alternativo.	59
Figura 17 - Estruturação do sistema de EDO no MATHCAD PRIME 2.0 utilizando a função Rkadapt.....	62
Figura 18 – Modelo matemático para dois inibidores, substrato e oxigênio.....	67
Figura 19 – Resultados de Lou e Jeong (2015) para diferentes concentrações de substrato....	74
Figura 20 – Comparação do crescimento biológico de acordo com a concentração de substrato	75

Lista de tabelas

Tabela 1 – Variações de lodos ativos	31
Tabela 2 - Principais gêneros de bactérias encontradas no processo de lodos ativos e suas respectivas funções	33
Tabela 3 - Microrganismos indicadores das condições de depuração em sistemas de lodos ativos	33
Tabela 4 – Outros modelos para determinar taxa de crescimento	40
Tabela 5 – Valores da constante de Monod e da velocidade de decaimento celular de acordo com o tipo de efluente	42
Tabela 6 – Valores típicos de Y	43
Tabela 7 – Valores de parâmetros cinéticos para vários tipos de efluentes.	44
Tabela 8 – Valores de entrada dos parâmetros	64
Tabela 9 – Modelos cinéticos simulados	65
Tabela 10 – Valores das constantes cinéticas tipas de indústrias simuladas	66
Tabela 11 – Valores simulados da idade do lodo	66
Tabela 12 – Valores simulados de Ks e μ_{max}	72
Tabela 13 – Valores simulados das constantes do balanço alternativo	82
Tabela 14 – Resultado da simulação de valores de vazão de entrada de oxigênio.....	85
Tabela 15 – Resultado simulação para a ETE da UFS	88

Lista de gráficos

Gráfico 1 – Simulação diferentes modelos cinéticos para intervalo de integração de 0 a 10 dias	69
Gráfico 2 - Simulação diferentes modelos cinéticos para intervalo de integração de 0 a 100 dias	70
Gráfico 3 – Simulação variação das constantes cinéticas de Monod para intervalo de integração de 0-20 dias.....	72
Gráfico 4 – Simulação da variação de K_s e μ_{max} para intervalo de integração de 0-200 dias	72
Gráfico 5 – Simulação do efeito da constante de inibição de Andrews	76
Gráfico 6 – Simulação de diferentes tipos de efluente	77
Gráfico 7 – Detalhe da fase inicial da simulação apresentada no gráfico anterior.....	77
Gráfico 8 – Simulação da variação da idade do lodo	80
Gráfico 9 – Detalhe do gráfico anterior para a fase inicial.....	81
Gráfico 10 – Simulação da variação das constantes do balanço alternativo	82
Gráfico 11 – Simulação do efeito da vazão de aeração do biorreator	84
Gráfico 12 - Cenário ideal da ETE da UFS usando idade do lodo de projeto 55 dias.	86
Gráfico 13 – Cenário ideal da ETE da UFS usando balanço alternativo.	87
Gráfico 14 – Cenário real da ETE da UFS	87

Sumário

1. INTRODUÇÃO.....	17
2. OBJETIVOS.....	20
2.1. Objetivo Geral	20
2.2. Objetivos específicos.....	20
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	21
3.1. Tratamento de Efluentes.....	21
3.1.1. Aspectos gerais.....	21
3.1.2. Etapas do tratamento	23
3.1.3. Tratamento secundário	24
3.1.4. Tratamento por lodo ativo	27
3.2. Biorreatores	32
3.2.1. Aspectos gerais.....	32
3.2.2. Balanço de Massa	34
3.2.3. Aspectos Cinéticos	37
3.3. Modelagem Matemática	44
3.3.1. Introdução.....	44
3.3.2. Procedimento de modelagem.....	46
3.3.3. Modelagem de biorreatores	48
3.4. Método Runge-Kutta	49
4. METODOLOGIA.....	55
4.1. Balanço de Massa	55
4.1.1. Balanço da biomassa	55
4.1.2. Balanço do substrato.....	56
4.1.3. Balanço de oxigênio	57
4.1.4. Balanço alternativo	58

4.2.	Validação do modelo	62
4.2.1.	Validação utilizando dados de Ramalho (1990).....	62
4.2.2.	Validação com dados de Gomes (2006)	63
4.2.3.	Conclusão da validação	63
4.3.	Dados iniciais	64
4.4.	Condições a serem simuladas	64
4.4.1.	Efeito da variação do modelo cinético e das constantes cinéticas.....	64
4.4.2.	Efeito do tipo de efluente.....	65
4.4.3.	Efeito da idade do lodo	66
4.4.4.	Efeito da razão de reciclo	66
4.4.5.	Efeito da inibição pelo oxigênio.....	67
4.4.6.	Simulação ETE UFS.....	68
4.5.	Crerios para análise dos resultados	68
5.	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	69
5.1.	Efeito da variação do modelo cinético e das constantes cinéticas.....	69
5.2.	Efeito do tipo de efluente.....	76
5.3.	Efeito da idade do lodo	80
5.4.	Efeito da razão de reciclo	82
5.5.	Efeito da inibição pelo oxigênio.....	84
5.6.	Simulação da ETE da UFS	86
6.	CONCLUSÕES	89
	REFERÊNCIAS	91
	APÊNDICES	99
	APÊNDICE A - Memória de cálculo	100

1. Introdução

A preservação da qualidade e a disponibilidade da água são urgentes no cenário atual da humanidade. Aproximadamente 1 bilhão de pessoas vivem sob condições críticas de carência de disponibilidade de água com qualidade para consumo (Setti et al. 2001). Com o crescimento populacional em escala exponencial, a escassez de água potável só tende a piorar. De acordo com o relatório 2030 Water Research Group (WRG) (2012) é esperado que 4 bilhões de pessoas vivam em áreas de alto estresse hídrico, e que a necessidade de abastecimento de água ultrapasse a capacidade atual de fornecimento em 40% mundialmente até 2030. Além disso, a falta de água acarreta uma série de outros problemas. Os três grandes problemas mundiais, segurança alimentar, climática e energética, estão conectados com a segurança dos recursos hídricos (RH). Ou seja, a falta de água, ou a diminuição brusca de sua qualidade, além de prejudicar diretamente a população, compromete:

- A já delicada situação de produção de alimentos (não só quanto a irrigação, mas também a hidratação de animais e as indústrias de alimento);
- O ciclo natural da água, que é crucial para o equilíbrio ambiental e portanto para retardar a mudança climática;
- A geração de energia a partir das fontes hídricas como as hidrelétricas e as usinas maremotriz.

Para preservar a qualidade e a disponibilidade dos recursos hídricos é necessário aplicar um gerenciamento sustentável ao uso dos recursos hídricos. No Brasil, a Lei n.9.433 de 8 de Janeiro de 1997 institui a Política Nacional dos Recursos Hídricos que possui como um dos seus seis instrumentos legais os Planos dos Recursos Hídricos.

Art. 6º Os Planos de Recursos Hídricos são planos diretores que visam a fundamentar e orientar a implementação da Política Nacional de Recursos Hídricos e o gerenciamento dos recursos hídricos.

Reduzir o desperdício, incentivar o uso consciente, recuperar e preservar as fontes hídricas e diminuir a poluição devem constar nos planos de gerenciamento. Setti et al. (2001) afirmam que, dentre as diversas atividades do gerenciamento dos RHs, que garantem a conservação dos mesmos, de acordo com sua utilização, o tratamento de esgotos urbanos e efluentes industriais é fundamental. A água, depois de ser utilizada em processos industriais

e/ou domésticos, deve passar por uma estação de tratamento de efluentes (ETE), na qual adquire as propriedades semelhantes às de quando foi coletada para o uso ou, ao menos, adquire qualidade suficiente para que ao entrar em contato com o corpo hídrico não provoque impactos negativos neste, respeitando o tempo de depuração.

Existem vários tipos de ETE. De acordo com Zoby et al. (2014), uma das mais utilizadas mundialmente é por lodo ativo, pois possui eficiência entre 95 e 98% no tratamento de efluentes ricos em carga orgânica biodegradável e substratos nitrogenados. A ETE Alegria no Rio de Janeiro que foi inaugurada em 1994 e trata efluentes domésticos pelo processo de lodos ativos beneficia uma população de 2.460.000 habitantes (CONEM, 2015).

A etapa deste tratamento que remove a carga orgânica poluidora é a chamada etapa secundária, na qual o principal processo é a decomposição da matéria orgânica por microorganismos no biorreator (Templeton e Butler, 2011). A alta eficiência dessa etapa é crucial para a redução da carga orgânica a níveis aceitáveis em menor tempo útil possível. A fim de garantir esta máxima eficiência do processo de tratamento, técnicas de otimização do processo são cada vez mais desenvolvidas. Uma das técnicas é o controle do processo utilizando modelos matemáticos como ferramentas. Segundo Mendes, Valdman e Júnior (2011), os sistemas bioquímicos são altamente sensíveis às mudanças em condições operacionais e para atingir o máximo rendimento é necessário garantir a permanência das condições e processo próximas a valores pré-estabelecidos, implicando em constante desenvolvimento do monitoramento e controle do processo.

A modelagem matemática é uma ferramenta de controle usada para avaliar a eficiência e as consequências de mudanças nas variáveis e nos parâmetros envolvidos nos processos. Um modelo matemático é um conjunto de equações que representa parte da realidade de um processo em estudo, de maneira suficiente para servir aos propósitos estabelecidos (Schmidell et al., 2007). Para o tratamento de efluentes vários modelos já foram desenvolvidos e já existem programas instalados em ETES brasileiras que ajudam a monitorar o tratamento. Por exemplo, a sala de controle da ETE Serraria em Porto Alegre inaugurada em 2014, que ampliou a capacidade de tratamento de esgoto da cidade para 80%, possui sistema de controle e otimização do sistema (Prefeitura de Porto Alegre, 2014)

Diante da vantagem de suporte ao controle operacional que modelos matemáticos oferecem, este trabalho apresenta uma modelagem matemática, baseada em balanço de massa

em regime transiente, utilizando modelos cinéticos da literatura, para estudar o tratamento secundário em processos de lodo ativo.

O trabalho justifica-se, primeiramente, pela necessidade de se inserir mais a modelagem matemática na área acadêmica em nível de graduação. Apesar de modelos nesse nível serem relativamente simples, por serem construídos sob uma série de condicionantes, acrescentam conhecimento sobre a aplicabilidade de formulações matemáticas de fenômenos naturais e entendimento da dinâmica dos sistemas estudados no curso. Além disso, o trabalho alerta para a importância da modelagem matemática para processos de controle no tratamento de efluente, mostrando que mudanças em parâmetros cinéticos e de projeto influenciam na eficiência do tratamento. Os resultados desse trabalho auxiliam o desenvolvimento sustentável, pois enriquecem a temática do uso de modelagem matemática para controle de tratamento de efluentes, com o objetivo de otimiza-lo, garantindo um melhor uso da água não só para o desenvolvimento socioeconômico presente, mas também uma melhor qualidade de água para ser usufruída no futuro.

2. Objetivos

2.1. Objetivo Geral

O objetivo principal deste trabalho foi analisar o comportamento de biorreatores de lodo ativo com base em modelos matemáticos capazes de prever os efeitos da variação dos principais parâmetros em biorreatores no tratamento de efluentes por lodo ativo utilizando a simulação matemática em regime transiente e em regime permanente, que subsidia dados para o controle e a otimização dos processos.

2.2. Objetivos específicos

- Estabelecer balanços de massa em regime transiente contemplando modelos cinéticos bioquímicas consagradas;
- Construir um modelo relativamente simples que analise os efeitos de até dois inibidores do crescimento bacteriano, levando em consideração apenas a degradação da matéria carbonácea;
- Utilizar a ferramenta computacional MathCad para realizar as simulações;
- Analisar os efeitos dos fatores envolvidos no crescimento microbológico em cada situação e comparar com o já encontrado na literatura;
- Simular, utilizando dados de projeto da ETE da Universidade Federal de Sergipe (UFS), para prever a eficiência do processo de tratamento.

3. Revisão bibliográfica

Neste capítulo são abordadas temáticas consideradas importantes para desenvolver o trabalho. O mesmo foi dividido em quatro áreas principais: tratamento de efluentes, biorreatores, modelagem matemática e método Runge-Kutta. É apresentada a importância do tratamento de efluentes, seu processo focando no tratamento secundário e em lodos ativos. São mostrados os balanços de massa em biorreatores, a cinética envolvida e outras equações importantes para a modelagem matemática. Explica-se o procedimento de uma modelagem matemática para o tratamento de efluentes e descreve-se o método Runge-Kutta, selecionado para solucionar o sistema de equações diferenciais obtido.

3.1. Tratamento de Efluentes

3.1.1. Aspectos gerais

A água é intrínseca à vida. Preservar as fontes naturais de água, em especial de água doce, é dever de todos. Para garantir que a qualidade de água seja adequada, é necessário garantir que o efluente despejado em corpo d'água tenham seus parâmetros de qualidade adequados. A fim de alcançar esses padrões de qualidade, os efluentes gerados em atividades urbanas e industriais devem passar por processos de tratamento.

De acordo com Templeton e Butler (2011), o objetivo principal do tratamento de efluentes é garantir sua disposição de forma segura, ou seja, sem afetar a saúde pública e sem poluir os cursos d'água, mas também objetiva recuperar energia, nutrientes, água e outros recursos do efluente. Para a Funasa (2007), o tratamento de efluentes objetiva evitar a poluição do solo e dos mananciais de abastecimento de água, evitar o contato de vetores - no caso de tratamento de efluente doméstico -, redução do custo do tratamento da água de abastecimento, preservação da fauna aquática, especialmente os criadouros de peixes. Metcalf e Eddy (2015) enumeram quatro objetivos de tratamento de efluente doméstico, mas que podem ser, também, para efluentes industriais:

- Transformar constituintes biodegradáveis dissolvidos e particulados em produtos finais aceitáveis;
- Capturar e incorporar sólidos suspensos e coloidais não sedimentáveis em um floco biológico ou em um biofilme;
- Transformar ou remover nutrientes;

- Remover constituintes e compostos orgânicos traços específicos.

No Brasil, o instrumento legal que determina a qualidade que um efluente deve ter para que possa ser lançado em um corpo d'água é a Resolução CONAMA 430 de 13 de maio de 2011. No Art. n. 16 estão definidos os parâmetros de lançamento, porém, por causa de características específicas, existem algumas variações destes parâmetros, previstos em outros artigos da lei, para:

- Os efluentes oriundos de sistemas de disposição final de resíduos sólidos;
- Os efluentes oriundos de sistemas de tratamento de esgotos sanitários;
- Os efluentes oriundos de serviços de saúde;
- Os efluentes lançados em corpos receptores com registro histórico de floração de cianobactérias;
- Os efluentes lançados por meio de emissários submarinos.

Apesar dos vários parâmetros que devem ser analisados, a matéria orgânica é o principal alvo do tratamento de efluentes. Deve ser retirada do efluente pois, em excesso no corpo hídrico, causa diminuição da taxa de Oxigênio Dissolvido (OD), eutrofização, contaminação por agentes patogênicos.

As bactérias utilizam o OD na água para quebrar a matéria orgânica e gerar assim energia para seu crescimento. Assim, uma grande quantidade de matéria orgânica significa bactérias utilizando uma grande quantidade de oxigênio. A utilização desta grande quantidade de oxigênio diminui a taxa disponível para a biota aquática causando a morte destes seres (Fiorucci e Filho, 2004; CETESB, 2009).

A eutrofização é um processo de crescimento exagerado de plantas aquáticas como algas e cianobactérias devido ao excesso de matéria orgânica, mas principalmente nutriente (nitrogênio e fósforo), que causa um desequilíbrio no ecossistema aquático e diminuição da qualidade deste recurso, reduzindo a transparência da água, causando a morte de peixes e outras espécies, aumentando a toxicidade da água (Barreto et al. 2013; Galli e Abe, 2009).

A matéria orgânica, principalmente nos esgotos sanitários, pode estar contaminada com agentes patogênicos das mais diversas espécies que persistem na água e causam doenças aos seres que entram em contato com esta água, como diarreia, amebíase, giardíase, cólera, doenças de pele (DDTHA, 2009; Teixeira e Leal, 2002; Júnior, 2002).

Templeton e Butler (2011) afirmam que um típico esgoto doméstico tem entre 100 e 400 mg/L de DBO e que um tratamento típico objetiva alcançar uma quantidade menor que 30 mg/L. Para a Resolução CONAMA 430/2011, a concentração de DBO lançada deve ser pelo menos 60% menor que a DBO captada pela ETE. Von Sperling (1996) citado em Mello (2007), relata que a DBO média de um esgoto doméstico é 300 mg/L e a carga per capita, que representa a contribuição de cada indivíduo por unidade de tempo, é, em média, 54 gDBO/hab.dia. Semelhante ao disposto por Filho (2004), em que um esgoto considerado com concentração baixa tem 200 mgDBO/L, médio 350 mgDBO/L e forte 500 mgDBO/L.

Para outros tipos de efluentes tem-se, por exemplo, cervejaria com 0,8 kgDBO/barril de cerveja, leiteiras 2,5 kgDBO/500 kg de leite cru, têxtil 0,5 kgDBO/500 kg de tecido, papel 17 kgDBO/tonelada de papel produzidos em indústrias nos Estados Unidos (Mota, 1995).

3.1.2. Etapas do tratamento

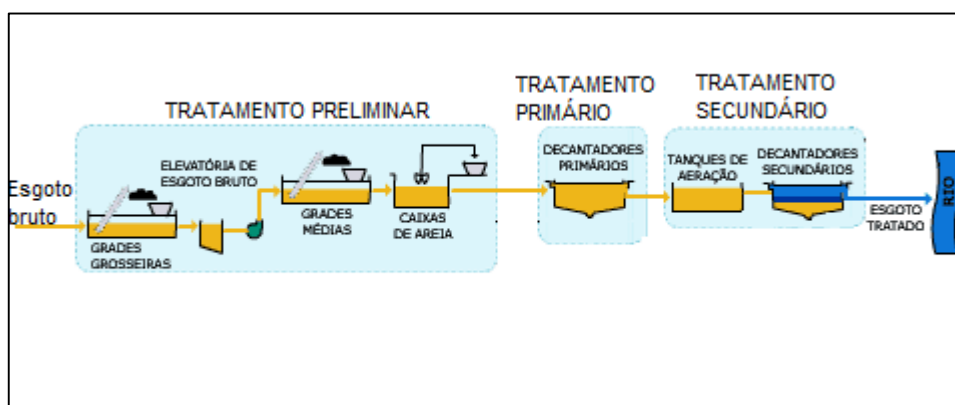
O tratamento do efluente é realizado em três etapas principais: preliminar, tratamento primário e tratamento secundário. Até o tratamento secundário a remoção de matéria orgânica é realizada, quando o efluente possui poluentes tóxicos ou não biodegradáveis é necessário um tratamento terciário. A Figura 1 mostra os equipamentos de cada etapa no processo de tratamento de uma ETE. Baseado em Templeton e Butler (2011), Metcalf e Eddy (2015) e Mota (2000) tem-se:

- Tratamento preliminar - remoção de grandes sólidos, como trapos, galhos, areia, graxa, papéis, pedaços de madeira que podem causar problemas operacionais e/ou de manutenção. Esta primeira etapa protege as demais unidades de tratamento e os dispositivos de transporte (bombas e tubulações), ou seja, previne a ocorrência de entupimento e desgaste nos equipamentos e tubulações e facilita o transporte dos líquidos. Os equipamentos são grades, que impedem a passagem de trapos, caixas de areia, para retenção deste material, tanques de flutuação, para retirada de óleos e graxas em casos de esgoto industrial;
- Tratamento primário – remoção de parte dos sólidos suspensos e sedimentáveis por mecanismos físicos de separação. O principal equipamento utilizado nesta etapa é o decantador, onde o efluente flui lentamente, permitindo que os sólidos em suspensão, de maior sedimentabilidade, sedimentem formando o lodo primário

bruto no fundo, e os materiais flutuantes, de menor densidade, sejam removidos na superfície. A eliminação média do DBO é de 30%;

- Tratamento secundário – remoção de matéria orgânica biodegradável (em solução ou em suspensão) e sólidos não sedimentáveis e, ocasionalmente, nutrientes como nitrogênio e fósforo. São reproduzidos os fenômenos naturais de estabilização da matéria orgânica, conhecida como autodepuração, que ocorrem no corpo receptor, de forma acelerada em condições controladas. Os equipamentos podem ser biorreatores, lagoas aeróbias e anaeróbias, decantador secundário, tanque de aeração. A remoção biológica dos poluentes permite produzir um efluente em conformidade com o padrão de lançamento previsto na legislação ambiental. Após as fases primária e secundária a eliminação de DBO deve alcançar 90%.

Figura 1– Esquema ETE



Fonte: Adaptado de Gonçalves e Silva (2005).

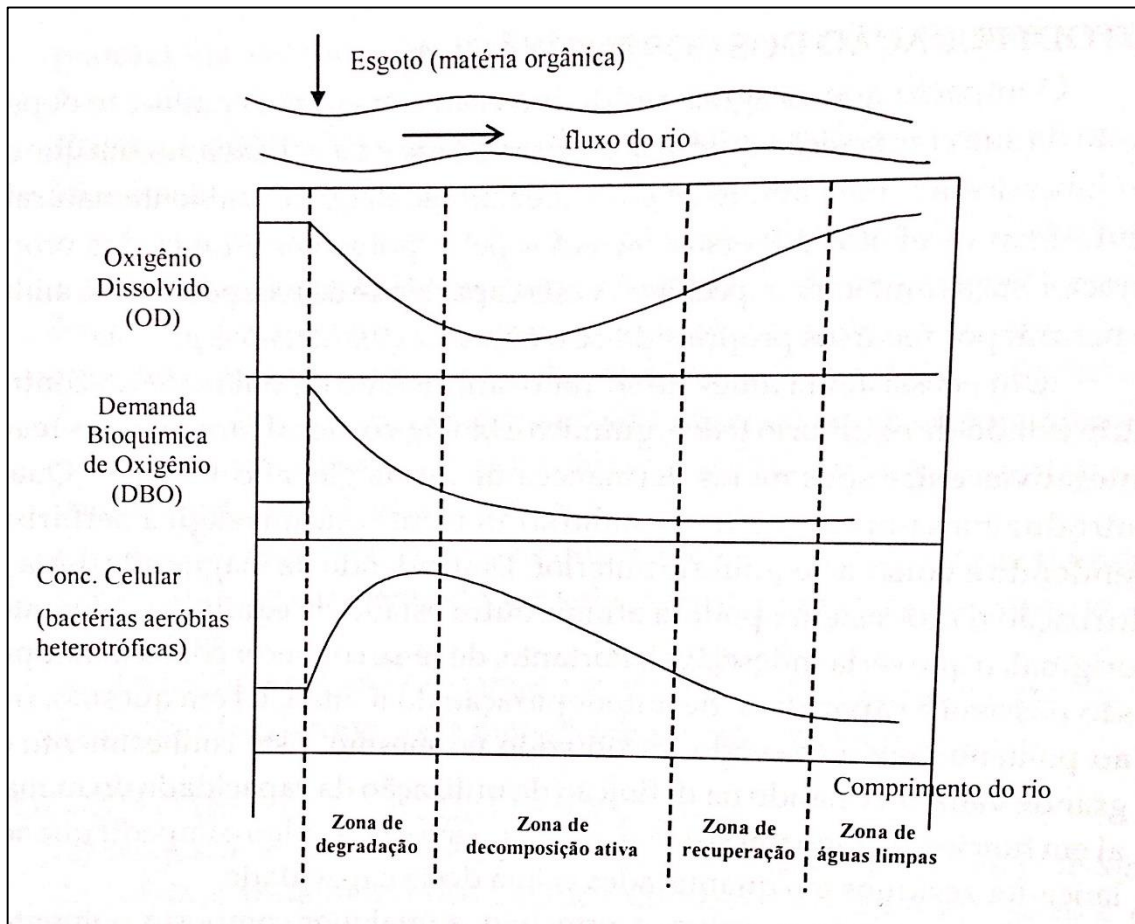
3.1.3. Tratamento secundário

No tratamento secundário existem muitos tipos de equipamentos que podem ser utilizados para remover a matéria orgânica. Funcionam com o mesmo objetivo de acelerar o processo de autodepuração que ocorreria num rio, por exemplo.

A Figura 2 mostra o processo de autodepuração ao longo de um rio. Ao ser lançada uma carga de matéria orgânica, a concentração de OD cai primeiramente pela dissolução dos componentes químicos no meio, em seguida devido à atividade dos microorganismos heterotróficos aeróbios que provocam também a diminuição da matéria orgânica (Schmidell et al. 2007), representada na Figura 2 como a Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), na primeira fase da autodepuração - zona de degradação. Na zona de decomposição ativa, a concentração de microorganismo cresce até que a concentração de DBO já não seja suficiente para sustentar o crescimento destes microorganismos, entrando assim na zona de recuperação,

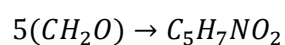
mais distante a fonte de contaminação, onde ocorre um maior contato com a atmosfera e uma maior agitação, retomando a quantidade de OD original no sistema até a zona de águas limpas (Schmidell et al. 2007).

Figura 2 - Esquema do efeito autodepuração de um rio



Fonte: Mota (1997) citado em Schmidell et al. (2007).

O tratamento secundário envolve três etapas principais: Oxidação da matéria orgânica para geração de novas células (Equação 1) e para metabolismo energético (Equação 2) e respiração endógena, quando a matéria orgânica já foi toda consumida (Equação 3). De acordo com Ramalho (1990), para degradação aeróbia, aproximadamente dois terços do substrato consumido é para satisfazer as necessidades energéticas, e os outros um terço para geração de biomassa.



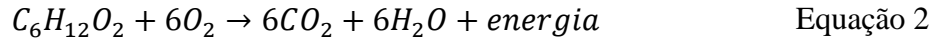
Equação 1

Fonte: Ramalho (1990).

Sendo,

CH_2O - a unidade representativa, a efeito de simplificação da lactose;

$C_5H_7NO_2$ - a composição média de sólidos voláteis em suspensão no licor misto (MLVSS).



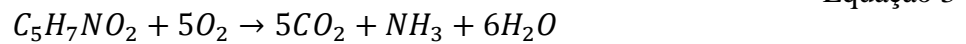
Fonte: Ramalho (1990) e Schmidell et al. (2007).

Sendo,

$C_6H_{12}O_2$ - a unidade representativa do substrato, a efeito de simplificação a glicose;

O_2 - oxigênio necessário para a reação;

$6CO_2 + 6H_2O$ - os produtos da reação gás carbônico e água.



Fonte: Ramalho (1990) e Schmidell et al. (2007).

Sendo,

$C_5H_7NO_2$ - a unidade representativa da biomassa que será consumida.

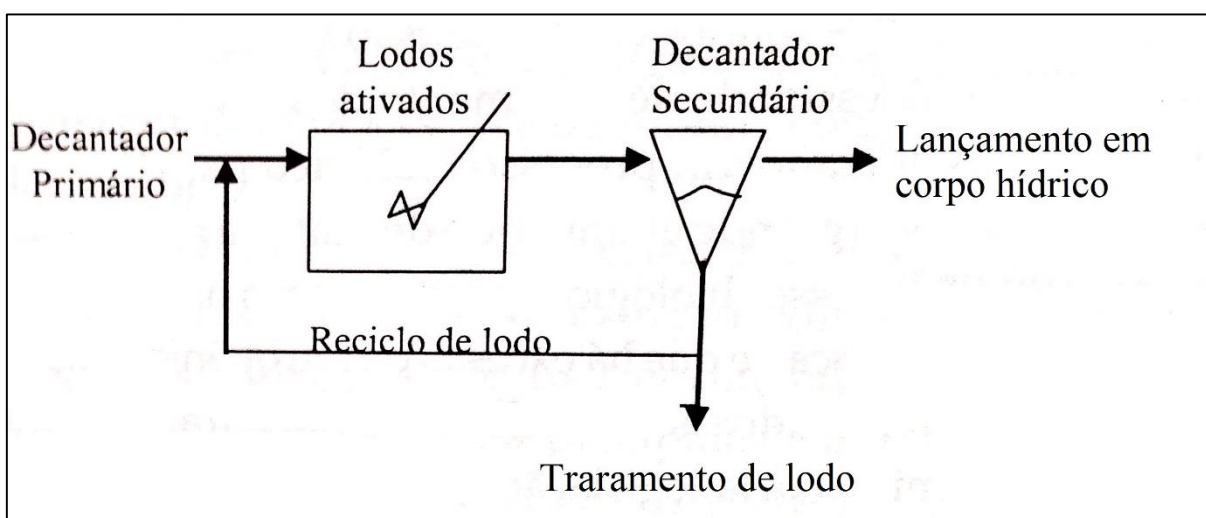
Estas reações bioquímicas ocorrem no tanque de aeração (biorreator) durante determinado tempo até o efluente ser encaminhado para um sedimentador. Neste, a matéria orgânica já está em baixos níveis de concentração e os microorganismos já não conseguem mais crescer e morrem (Menezes, Silvino e Neto, 2006; Funasa, 2007), assim como ocorre na zona de decomposição ativa (Figura 2).

A mistura microorganismos e produtos das reações é então sedimentada, formando um lodo que deve ser retirando com certa frequência do fundo do sedimentador e o efluente tratado é coletada na superfície (Menezes, Silvino e Neto, 2006) e pode ser lançado ao corpo d'água receptor para seguir com a zona de recuperação e zona de águas limpas (Figura 2).

3.1.4. Tratamento por lodo ativo

O tratamento de efluentes por lodo ativo foi desenvolvido na Inglaterra em 1914 por Andern e Lockett, segundo Nunes (2012). É uma das combinações mais utilizadas mundialmente e possui eficiência entre 95 e 98% no tratamento de efluentes ricos em carga orgânica biodegradável e substratos nitrogenados (Zoby et. al, 2014; von Sperling, 2002 citado em Santos, 2009). O tratamento é normalmente aeróbio e máquinas de aeração garantem a diluição do oxigênio atmosférico e a homogeneização da massa líquida em um tanque denominado reator ou biorreator (Menezes, Silvino e Neto, 2006; Cheremisinoff, 2002). A Figura 3 mostra um esquema deste tipo de tratamento secundário. Depois do tratamento preliminar e primário, o efluente entra em um reator aerado, em seguida em um clarificador e, por fim, segue tratado para o corpo d'água ou para reuso, enquanto que parte do lodo acumulado no clarificador retorna ao tanque de aeração.

Figura 3 – Esquema tratamento por lodos ativos



Fonte: Schmidell et al. (2007).

Assim como outros tratamentos secundários, a matéria orgânica é removida por microorganismos, principalmente bactérias, que crescem dispersas no tanque. A diferença é que, neste caso, parte da biomassa que sedimenta no decantador secundário, devido às boas características de sedimentabilidade do lodo, retorna, por bombeamento, ao reator, aumentando a eficiência do sistema (Menezes, Silvino e Neto, 2006; Templeton e Butler, 2011; Von Sperling, 2007; Mazzer e Cavalcanti, 2004; Santos, 2009). O objetivo do retorno do lodo é a obtenção de uma maior densidade celular no biorreator, aumentando as velocidades de reação e conseqüentemente a produtividade (Schmidell et al. 2002). O retorno do lodo do decantador secundário para o biorreator mantém alta a concentração da biomassa ativa no reator (Von

Sperling, 2002 citado em Santos, 2009), isto reduz a quantidade de uma nova carga de microorganismos e acelera o processo de decomposição, pois a biomassa já passou pelo período de maturação (Von Sperling, 2007; Templeton e Butler, 2011), que será explicado no item 3.2.3. Além disso, diminui a quantidade de lodo encaminhado para tratamento e disposição final.

Os lodos ativos, aqueles que retornam ao processo, consistem em agregados floculentos de microorganismos, materiais orgânicos e inorgânicos, interrelacionados por uma cadeia alimentar complexa e dinâmica (Funasa, 2007; Cheremisinoff, 2002). Segundo Templeton e Butler (2011), a concentração de microorganismos nos flocos em suspensão chega a 8.000 mg/L em alguns casos e a remoção da matéria orgânica ocorre por adsorção, oxidação carbonácea e nitrificação.

Santos (2009) e Schmidell et al. (2007) afirmam que o sistema de lodos ativos pode remover os nutrientes nitrogênio e fósforo quando a mistura no biorreator é composta por bactérias heterotróficas facultativas capazes de fermentar o material orgânico utilizando, quando a concentração de OD é baixa, outro oxidante como acceptor final de elétrons, por exemplo, nitrato ou nitrito. De acordo com esses autores, isto diminui a concentração de nitrato, processo denominado desnitrificação, que contribui para mitigar o problema de eutrofização.

O sistema, porém, possui alto consumo de energia elétrica e exige operação cuidadosa pois utiliza grande quantidade de equipamentos eletromecânicos (Júnior, 2005; Funasa, 2007; Nunes, 2012). Outro problema é a liberação de nitrogênio gasoso, decorrente do processo de nitrificação que ocorre principalmente em locais de clima quente (Santos, 2009). Os problemas, segundo o mesmo autor, podem ser gerenciados controlando-se de forma eficaz as variáveis do processo como a idade do lodo, as espécies de microorganismos e a relação existente entre alimento e microorganismos.

No controle do processo, a concentração de matéria orgânica é medida como Demanda Biológica de Oxigênio (DBO) ou como Demanda Química de Oxigênio (DQO) ou ainda como Carbono Orgânico Total (COT), sendo a DBO a mais amplamente utilizado (Templeton e Butler, 2011; Schmidell et al., 2007).

A DBO ou DBO_5 é o parâmetro que mede a quantidade de oxigênio necessária para oxidar biologicamente a matéria orgânica, degradada em 5 dias, geralmente a 20°C, é mais complicada de ser determinada, porém deve ser utilizada para controle do processo de

tratamento (Russell, 1946; Schmidell et al., 2007). Este parâmetro é tão importante para a atividade de tratamento que é utilizada para calcular a eficiência do tratamento, como mostra a Equação 4.

$$\eta(\%) = \frac{\frac{gDBO_{entrada}}{L} - gDBO_{saída}/L}{gDBO_{entrada}/L} * 100 \quad \text{Equação 4}$$

Fonte: Adaptado de Von Sperling (2002) e Templeton e Butler (2011).

Em que:

η - a eficiência em porcentagem;

$g/DBO_{saída}$ - a concentração de DBO na saída do tratamento;

$g/DBO_{entrada}$ - a concentração de DBO na entrada do tratamento.

Outros parâmetros operacionais a serem avaliados para melhorar a eficiência do tratamento de efluente são: vazão de entrada, taxa de oxigenação no tanque de aeração, taxa de refluxo do lodo (Funasa, 2007; Templeton e Butler, 2011; Cheremisinoff, 2002). O tratamento por lodos ativos possui particularidades importantes para a avaliação do processo de tratamento: idade do lodo, razão F/M (*food to microorganism ratio*), taxa específica de utilização do substrato e razão de reciclo (Russell, 2006).

Idade do lodo, também conhecida por tempo médio de detenção microbiana (Equação 5), define o tempo que um elemento de biomassa fica no reator e é dado pela razão entre a massa de sólidos suspensos no reator e a massa de sólidos suspensos removida por tempo (Schmidell et al., 2007 e Ramalho, 1990). De acordo com Von Sperling (2007), o sistema não tem retenção de sólidos quando o tempo de detenção hidráulico é igual a idade do lodo, isto só ocorre quando o tempo de tratamento é maior que a idade do lodo.

$$\theta_c = \frac{V * X}{Q_w * X_r} \quad \text{Equação 5}$$

Fonte: Von Sperling (2007) e Ramalho (1990).

Sendo,

θ_c - idade do lodo (d);

X - concentração de biomassa no biorreator (mgSSV/L);

Q_w - vazão de purga (L/d);

X_r - concentração de biomassa no lodo do sedimentador (mgSSV/L);

V – volume do reator (L)

A razão F/M tem relação com a eficiência do processo, pois indica a quantidade de substrato disponível por unidade de massa de microorganismos, assim quanto maior o valor da razão F/M menor é a eficiência de assimilação do substrato (Von Sperling, 2007).

$$\frac{F}{M} = \frac{Q * S_o}{V * X} \quad \text{Equação 6}$$

Fonte: Von Sperling (2007).

Em que,

F/M é a carga orgânica aplicada (kgDBO/kgSSV.d);

So é a concentração de substrato afluente (mgDBO/L);

X é a concentração de microorganismos (mgSSV/L);

Q é a vazão (L/d);

V é o volume do tanque (L).

Apesar de importante, principalmente por influenciar a sedimentabilidade (Schmidell et al., 2007), a razão F/M não tem relação direta com a remoção da matéria orgânica que realmente ocorre. Por isso, avalia-se também a taxa específica de utilização do substrato, que relaciona os substratos disponível e removido.

$$U = Q * \frac{S_o - S}{V * X} \quad \text{Equação 7}$$

Fonte: Von Sperling (2007).

Sendo,

U - taxa específica de utilização do substrato(kgDBO/kgSSV.d);

Q - a vazão (L/d);

So - a concentração de substrato afluente (kgDBO/L);

S - a concentração de substrato efluente (kgDBO/L);

V - o volume do tanque (L).

X - a concentração de microorganismos (kgSSV/L).

A razão de reciclo é um parâmetro importante na operação das plantas de lodo ativo, pois determina quanto da vazão de entrada no sedimentador volta para o tratamento no aerador. Ramalho (1990) define tal razão como mostra a Equação 8, em que r é a razão e reciclo, Qr é a vazão de reciclo e Qo é a vazão de alimentação inicial da planta.

$$r = \frac{Qr}{Qo}$$

Equação 8

Fonte: Ramalho, 1990.

Outro fator que influencia a eficiência do processo é a modalidade de reator. Existem vários modelos de lodos ativos: Por batelada, por fluxo contínuo, oxidação prolongada, reciclo interno, reciclo externo, forte carga (Russel, 2006; Schmidell et al., 2007; Ramalho, 1990). A Tabela 1 resume algumas características destes diferentes processos.

Tabela 1 – Variações de lodos ativos

VARIAÇÃO	CARACTERÍSTICA	EFICIÊNCIA	IDADE DO LODO	REFERÊNCIA
Aeração prolongada	O efluente fica mais tempo no tanque de aeração. Possui nitrificação avançada.	Aproximadamente 95%	20-30 d	Russel (2006); Schmidell et al. (2007)
Forte carga	Não ocorre nitrificação.	Até 70%	5-10 d	Russel (2006); Schmidell et al. (2007)
Recirculação interna	Situação na qual uma fração das células é mantida no reator, seja através de uma _ simples sedimentação, ou através do emprego de um filtro na saída de líquido do reator	80%	10-20 d	Schmidell et al. (2002)
Recirculação externa	Reciclo através de um separador de células, por exemplo, um sedimentador	90%	10-20 d	Schmidell et al. (2002)
Fluxo contínuo	Observa-se um início de nitrificação,	80-95%	5-15 d	Schmidell et al. (2007); Russel (2006); Ramalho (1990)
Batelada	Fluxo pistão	80-95%	5-15 d	Ramalho (1990)

Apesar de diferentes eficiências, todas as variações, quando bem operadas, conseguem eficiência maior do que a estabelecida por lei, o que confere ao tratamento por lodos ativos uma

maior confiabilidade. Para este estudo, foca-se no tratamento em fluxo contínuo, com recirculação externa convencional.

3.2. Biorreatores

3.2.1. Aspectos gerais

A aplicação de processos biológicos significa utilizar células vivas, ou seus componentes, para obter mudanças físicas e/ou químicas desejadas (Dutta, 2008). Estes processos são reações bioquímicas que ocorrem em tanques, recipientes, vasos chamados de biorreatores. Algumas vantagens deste tipo de reator sobre os reatores químicos, segundo Dutta (2008) e Lee (1992), são:

- Condição de reação leve, ou seja, as reações ocorrem normalmente em temperatura e pressão ambiente, deixando a operação do reator menos perigosa e a construção mais simples;
- Especificidade das enzimas, ou seja, as enzimas catalisam reações químicas específicas, não ocorrem reações indesejadas;
- Eficiência, a taxa de catalisação enzimática é geralmente mais rápida, uma quantidade menor de catalisador é necessário para obter-se o mesmo efeito;
- Utilização de recurso renovável pois a principal matéria-prima para bioprocessos é biomassa que fornece tanto os esqueletos de carbono quanto a energia necessária.

Quanto às desvantagens, Dutta (2008) destaca:

- Mistura de produtos complexos, pois, no casos de cultivo celular, várias reações enzimáticas estão ocorrendo em sequência ou em paralelo, a mistura do produto final contém massa de células, muitos subprodutos metabólicos, e um remanescente de nutrientes;
- Variabilidade, pois as células tendem a sofrer mutações devido à mudança de meio ambiente e pode perder algumas características vitais para o sucesso do processo.

Esses reatores são empregados nos mais diversos tipos de indústrias, gerando diversos produtos como enzimas, vitaminas, solventes, álcool, queijos (Dutta, 2008; Lee, 1992). A partir do Século XX, passaram também a ser utilizados no tratamento de efluentes (Santos, Filho e Giordano, 2011). Na atualidade, os parâmetros que regem o tratamento de efluente já são bem

definidos, a Tabela 2 mostra os principais grupos de bactérias utilizadas no processo de lodos ativos e suas respectivas funções e a Tabela 3 mostra o que a presença de certos microorganismos podem indicar sobre o efluente tratado.

Tabela 2 - Principais gêneros de bactérias encontradas no processo de lodos ativos e suas respectivas funções

GÊNEROS	FUNÇÃO
Pseudomonas	Remove carboidratos e promove desnitrificação.
Zooglea	Formação de flocos
Bacillus	Degradação de Proteínas.
Athrobacter	Degradação de Carboidratos.
Microthrix	Degradação de Gorduras, crescimento filamentosos.
Nocardia	Crescimento filamentosos, formação de espuma e escuma.
Acinetobacter	Remoção de Fósforo.
Nitrosomonas e Nitrobacter	Nitrificação.

Fonte: Adaptado de Horan (1990).

Tabela 3 - Microrganismos indicadores das condições de depuração em sistemas de lodos ativos

MICROORGANISMO	CARACTERÍSTICA DO PROCESSO
Predominância de flagelados e rizópodes	Lodo jovem característico de início de operação ou TRC* baixo
Predominância de flagelados	Deficiência de aeração, má depuração e sobrecarga orgânica
Predominância de ciliados pedunculares e livres	Boas condições de depuração
Presença de Arcella (rizópode com teca)	Boa depuração
Presença de <i>Aspidisca costata</i> (ciliado livre)	Nitrificação
Presença de Trachelophyllum (ciliado livre)	TRC* alto
Predominância de anelídeos do gênero Aelosoma	Excesso de oxigênio dissolvido

(*) Tempo de retenção celular, dia.

Fonte: Vazollér (1989).

3.2.2. Balanço de Massa

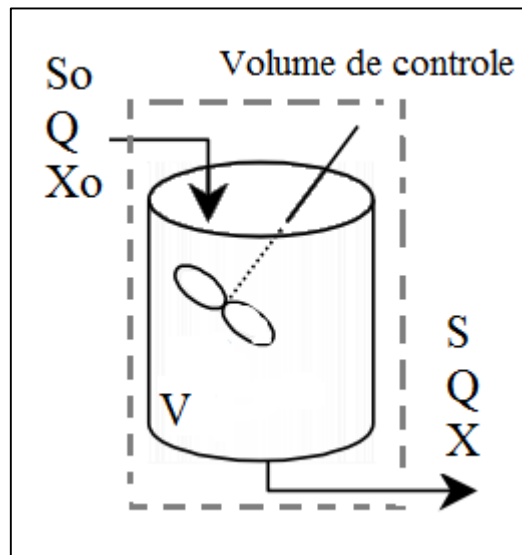
O balanço de massa (Equação 9) é uma descrição quantitativa de todo material que entra, sai e acumula no sistema com definição de barreiras – volume controle – baseado na lei de conservação da massa, e pode ser usada para qualquer processo (Von Sperling, 2007):

$$\text{Acumulo} = \text{entrada} - \text{saída} + \text{geração} - \text{consumo} \quad \text{Equação 9}$$

Fonte: Von Sperling (2007), Metcalf e Eddy (2015), Schmidell et al (2007).

Para um biorreator de fluxo constante, por exemplo, e volume de controle conforme Figura 4, tem-se o balanço de massa mostrado a seguir.

Figura 4 - Reator de fluxo contínuo



Fonte: adaptado de Metcalf e Eddy (2015).

$$V * \frac{dx}{dt} = Q * X_o - Q * X + r_x * V \quad \text{Equação 10}$$

Fonte: adaptado de Metcalf e Eddy (2015).

Em que:

dX/dt - taxa de variação da concentração de microrganismos no reator (mg/L.dia);

V - o volume do reator (L);

Q - a vazão de alimentação (carga fresca) (L/dia);

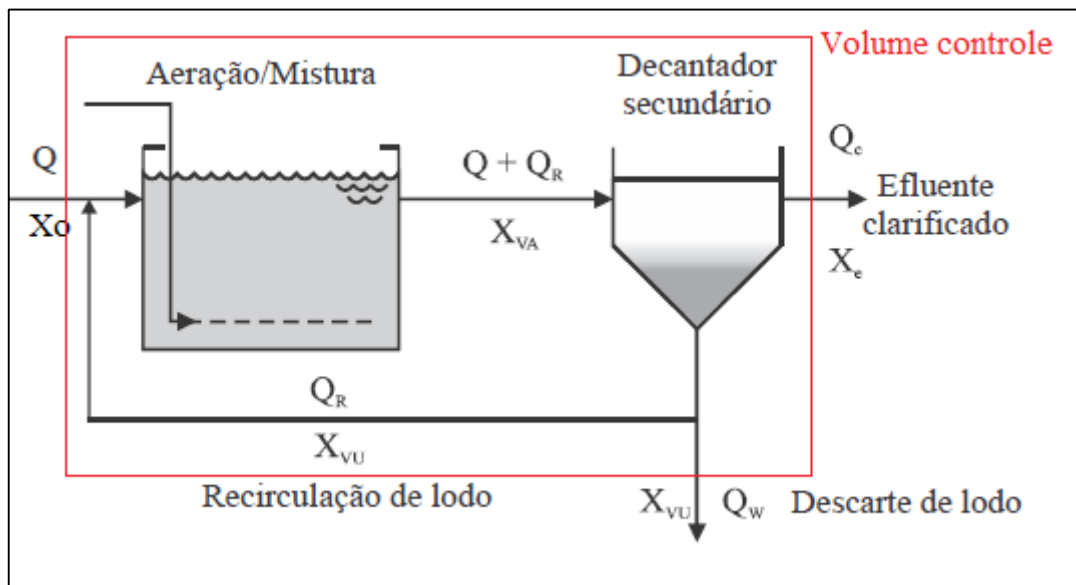
X_o - concentração de microrganismos na alimentação (mg/L);

X - concentração de microrganismos no efluente na saída do decantador (mg/L);

r_x - taxa líquida de crescimento biológico (mg/L.dia).

Os reatores de fluxo contínuo recebem vazão afluyente ininterruptamente durante sua operação, a vazão de efluente na entrada do tratamento é igual à vazão de saída de efluente tratado (Souza, 2011). A Figura 5 mostra um biorreator de fluxo contínuo em que a vazão de entrada, Q , dever ser igual à vazão de saída, Q_e . Para Schmidell et al. (2007), a desvantagem deste sistema é que, se ocorrer qualquer falha, não pode ser corrigida de forma satisfatória e a descarga do efluente tratado não poderá cumprir os requisitos exigidos.

Figura 5 - Operação de um reator de fluxo contínuo com recirculação de lodo



Fonte: Adaptado de Souza (2011).

O balanço de massa para este tipo de operação, para um volume controle que tem seus limites na entrada de efluente no aerador e na saída de efluente tratado no decantador é:

$$V * \frac{dX}{dt} = Q * X_o - (Q_w * X_{vu} + Q_e * X_e) + V * r_x \quad \text{Equação 11}$$

Fonte: Von Sperling (2007), Russell (1943), Schmidell et al. (2007), Santos, Filho e Giordano (2011).

Em que:

dX/dt - taxa de variação da concentração de microrganismos no reator (mg/L.dia);

V - o volume do reator (L);

Q - a vazão de alimentação (carga fresca) (L/dia);

Q_w - vazão de lodo descartado (L/dia);

Q_e - vazão de saída do efluente do decantador (L/dia);

X_o - concentração de microrganismos na alimentação (mg/L);

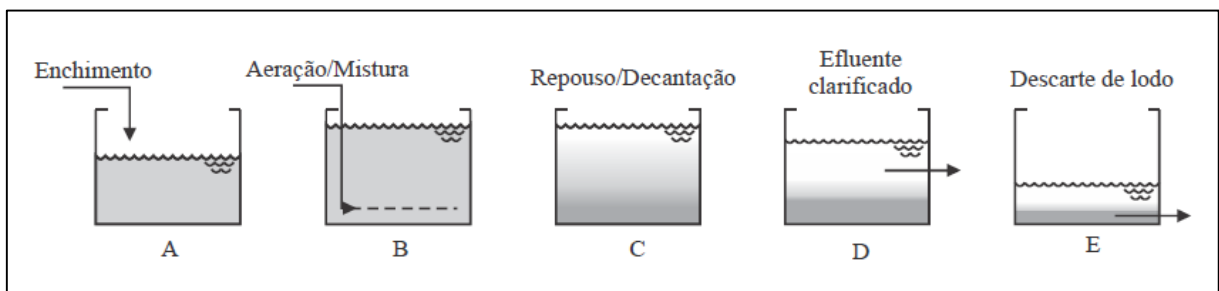
X_{vu} - concentração de microrganismos no reciclo (mg/L);

X_e - concentração de microrganismos no efluente na saída do decantador (mg/L);
 r_x - taxa líquida de crescimento biológico (mg/L.dia).

Os reatores sequenciais em batelada funcionam em etapas, como mostra a Figura 6, sendo, de acordo com Souza (2011):

- A: enchimento do reator com o afluente bruto;
- B: reações bioquímicas, com auxílio de aeradores, para decomposição da matéria orgânica;
- C: sedimentação do lodo quando a mistura está parada, sem a ação dos aeradores;
- D: remoção do clarificado, efluente tratado, na superfície do reator;
- E: remoção parcial do lodo sedimentado.

Figura 6 - Operação de um reator em batelada no tratamento de efluente



Fonte: Adaptado de Souza (2011)

De acordo com Schmidell et al. (2007), a vantagem dos biorreatores em batelada é que a evolução do processo pode ser acompanhada com o tempo e assim pode-se decidir descarregar de acordo com as características finais desejadas, são mais simples de serem operados, porém não são recomendados para plantas de grande escala. Apesar de apresentarem características de funcionamento diferentes, as reações bioquímicas que ocorrem são semelhantes, pois seguem a mesma cinética para crescimento biológico.

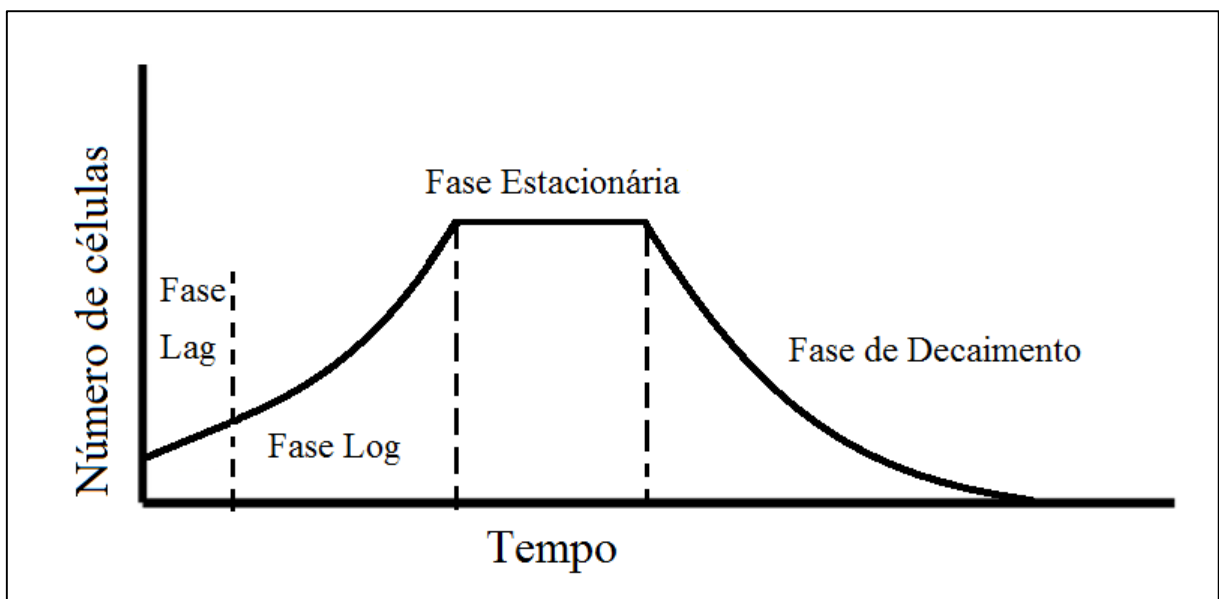
Em comparação com os reatores em batelada, os reatores de fluxo contínuo reduzem os tempos improdutivos, como tempo de enchimento, geram um produto uniforme, possuem maior volume útil e o controle automático é mais simples, porém a manutenção de condições de assepsia é mais difícil e existe uma maior possibilidade de perda de viabilidade da população microbiana (EPA, 1997; Souza, 2011; Von Sperling 2007).

3.2.3. Aspectos Cinéticos

Templeton e Butler (2011) e Dutta (2008) afirmam que a cinética do crescimento biológico, que deve ser compreendida para um melhor variação estrutural e uma operação mais eficiente do biorreator, consiste em quatro principais fases (Figura 7), de acordo com Monod (1949):

- Fase Lag: fase inicial em que a colônia está se adaptando ao ambiente;
- Fase Log: enquanto existe um excesso de alimento – matéria orgânica - a biomassa se reproduz de forma exponencial limitada apenas pela taxa de reprodução;
- Fase estacionária: quando o alimento começa a ficar limitado, a taxa de crescimento iguala-se a taxa de morte e a colônia fica com um número quase constante de seres;
- Fase de decaimento: última fase ocorre quando a quantidade de alimento já não é suficiente para todos os seres da colônia e as bactérias iniciam um processo de canibalismo até não existirem mais.

Figura 7 - Ciclo de crescimento biológico



Fonte: adaptado de Templeton e Butler (2011)

O crescimento bacteriano pode ser expresso como função da concentração de bactérias em um dado tempo no reator, sendo a taxa de crescimento líquida igual à taxa de crescimento bruto menos a taxa de decaimento. Matematicamente, a taxa de crescimento populacional bruto bacteriano pode ser expressa por (Von Sperling, 2007):

$$\frac{dX}{dt} = \mu * X \quad \text{Equação 12}$$

Fonte: Von Sperling (2007), Schmidell et al. (2007), Russel (1943), Templeton e Butler (2011).

Em que,

X - a concentração de microorganismos (mg/L);

μ - a taxa de crescimento específico (d^{-1});

t - o tempo (d).

Se a Equação 12 for integrada, o resultado é uma curva exponencial que representa um crescimento sem limitação pelo substrato. Assim, a taxa de crescimento específico deve ser expressa em termos da concentração do substrato (Von Sperling, 2007).

Segundo Monod (1949), existem três principais constantes que ditam o crescimento microbiano: crescimento total (em densidade de bactérias), crescimento exponencial (crescimento durante a fase exponencial) e crescimento “lag”. O autor constatou que as curvas empíricas seguiam o modelo de curva parabólica e propôs um modelo cinético que é amplamente utilizada por projetistas (Equação 13). O modelo leva em consideração que um nutriente essencial é um potencial fator limitante e único quando todos os outros estão em quantidades suficientes, condições iônicas estão em equilíbrio e não existe acúmulo de produtos metabólicos tóxicos (Monod, 1949).

$$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad \text{Equação 13}$$

Fonte: Von Sperling (2007), Schmidell et al. (2007), Russel (1943); Templeton e Butler (2011).

Em que,

μ é a taxa de crescimento específico (dia^{-1});

μ_{max} é a taxa de crescimento específico máxima (dia^{-1});

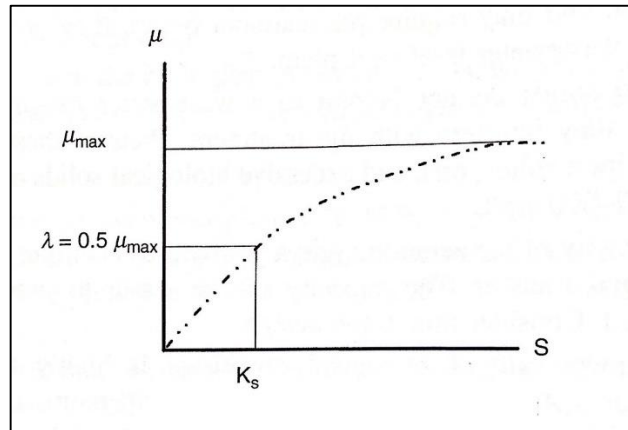
S é a concentração do substrato (g/m^3);

K_S é a constante de saturação conhecida também como constante de Monod (g/m^3).

A representação gráfica da equação de Monod pode ser observada na Figura 8, que mostra também que o K_S corresponde à concentração de substrato no ponto da curva de crescimento quando a taxa de crescimento específico corresponde à metade da taxa máxima. Quando a concentração do substrato é igual a K_S , o segundo termo da Equação 13 se torna 0,5. Assim, o valor de μ se torna igual à metade de μ_{max} (Schmidell et al. 2001).

O valor de μ_{\max} está associado à fase exponencial do crescimento. Para Monod (1949), esta constante é a taxa limite para o aumento da concentração do substrato limitante, útil para selecionar, em uma série de compostos relacionados, a fonte do nutriente essencial.

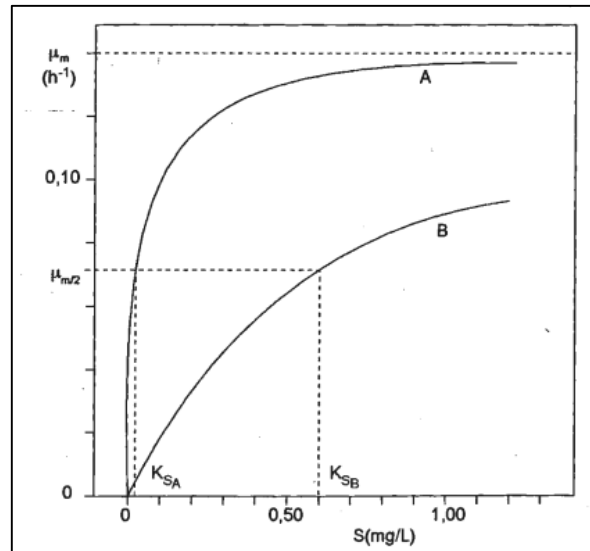
Figura 8 - Determinação da constante de Monod



Fonte: Russel (1943).

Monod (1949) afirma que K_s tem relação com a constante de dissociação das enzimas envolvidas nas primeiras etapas de decomposição de compostos (fase lag). Um valor alto de K_s indica uma não afinidade do microorganismo com o substrato; quanto maior a constante de Monod menor a taxa de crescimento da biomassa. Assim, para obter um grau elevado de remoção da matéria orgânica, o K_s da reação deve ser baixo (Von Sperling, 2007). Uma baixa constante de Monod implica numa maior duração da fase Log, como mostra a Figura 9 em que o K_{SA} menor que o K_{SB} corresponde à curva de crescimento “A” que chega mais próximo ao valor máximo de crescimento (Schmidell et al., 2001). Valores típicos para a constante de Monod estão na Tabela 5.

Figura 9 - Curvas de crescimento para diferentes valores de K_s



Fonte: Schmidell et al. (2001).

A grande vantagem da equação de Monod é que sua estrutura permite a representação contínua da gama de variações entre os extremos da falta e do excesso de substrato limitante no ambiente (Von Sperling, 2007). Segundo o mesmo autor, quando a concentração de substrato é muito grande a reação se aproxima da ordem zero e o crescimento não é influenciado por este, mas quando a concentração é baixa, as reações passam a ser de primeira ordem e o crescimento passa a depender desta concentração.

Apesar de amplamente utilizada, a equação de Monod considera apenas um tipo de substrato como fator limitante, o que, na realidade, nem sempre ocorre. Outro exemplo de fator limitante é a concentração de oxigênio dissolvido, ou ainda o crescimento de organismos nitrificantes (Schmidell et al., 2007). Além do modelo de Monod, existem outros autores e pesquisadores que descrevem o crescimento da biomassa com equações, como mostra a Tabela 4.

Tabela 4 – Outros modelos para determinar taxa de crescimento

AUTOR	EQUAÇÃO
MOSER	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S^n}{K_S + S^n}$
CONTOIS	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S * X + S}$
TEISSIER	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{1 + e^{-S/K_S}}$
POWELL	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{(K_S + K_D) + S}$
ANDREWS	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S + S + S^2/K_i}$

Fonte: Schmidell et al. (2001) e Schmidell et. al (2007).

Um dos modelos simulados neste trabalho é o de Andrews. Andrews (1968) afirma que seu modelo tem como funcionalidade principal a função de inibição relacionada à concentração de substrato limitante e à taxa de crescimento. Em seu trabalho, ele mostra que, para processos em batelada, a inibição resulta em um aumento na fase lag, enquanto que, em regime contínuo, ocorre um processo de instabilidade. O autor ainda cita substratos considerados inibidores: fenol, nitrato, amônia, ácidos voláteis.

Existem ainda equações mais complexas como a Equação 14, que considera um crescimento heterotrófico aeróbio e anóxico baseado em Monod (Schmidell et al., 2007). Neste, a cinética de crescimento incorpora os mecanismos de respiração que utilizam o oxigênio, o nitrogênio e um fator de correção que leva em consideração que as reações com oxigênio são preferenciais.

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} * \frac{S_S}{K_S + S_S} * \frac{S_O}{K_O + S_O} + \mu_{m\acute{a}x} * \eta_g \frac{S_S}{K_S + S_S} * \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} * \frac{K_O}{K_O + S_O} \quad \text{Equação 14}$$

Fonte: Schmidell et. al (2007).

Sendo,

μ - taxa de crescimento específico (dia⁻¹);

$\mu_{m\acute{a}x}$ - taxa de crescimento específico máxima (dia⁻¹);

S_S - concentração do substrato (mg/L);

S_O - concentração do oxigênio (mg/L);

S_{NO} - concentração do nitrato (mg/L);

K_S - constante de saturação conhecida também como constante de Monod (mg/L);

K_O - constante de saturação para o oxigênio (mg/L);

K_{NO} - constante de saturação para o nitrato (mg/L);

η_g - fator de correção para crescimento anóxico.

Para representar melhor o crescimento microbiológico, é necessário adicionar um termo que represente a fase de decaimento. Tal fase inicia quando a quantidade de substrato já não é suficiente e inicia-se uma degradação endógena. A taxa de decaimento é medida em termos da variação do teor de material particulado no sistema em termos de sólidos suspensos voláteis (SSV). Matematicamente, a taxa de decaimento é representada pela Equação 15 (Russell, 1943; Von Sperling, 2007).

$$\frac{dX}{dt} = -k_d * X \quad \text{Equação 15}$$

Fonte: Russel (1943), Von Sperling (2007), Templeton e Butler (2011), Dutta (2008)

Em que,

k_d - o coeficiente de decaimento endógeno (d^{-1}).

O decaimento endógeno também é conhecido como termo de manutenção, por incorporar outros termos como o metabolismo de reserva da própria célula, a manutenção celular e a morte (Schmidell et al., 2007). Schmidell et al. (2002) destacam a importância deste parâmetro para baixas vazões de efluente em que o substrato é utilizado preferencialmente para a manutenção da viabilidade celular.

Os valores tanto de k_d quanto de K_s variam de acordo com o tipo de efluente, pois dependem de características dos microorganismos como a espécie, a forma fisiológica, a temperatura, a composição interna, a toxicidade dos compostos e o material dissolvido na mistura (Russell, 1943; Dutta, 2008). A Tabela 5 mostra alguns valores típicos.

Tabela 5 – Valores da constante de Monod e da velocidade de decaimento celular de acordo com o tipo de efluente

EFLUENTE	VALOR PARA K_s	VALOR PARA k_d (d^{-1})
Doméstico	25 - 100 mgDBO/L	0,025 – 0,075
Laticínios	40 – 300 mgDQO/L	0,04 – 0,3
Indústria processadora de batatas	2,0 – 26 mgDQO/L	
Industria Têxtil	86 – 95 mgDBO/L	0,013 – 0,12
Curtume	133 mgDBO/L	0,186
Soja	355 mg DBO/L	0,144
Processamento de carne	150 – 362 mgCOT/L	0,03 – 1
Óleo comestível	350 mgDBO/L	0,075
Leite desnatado	100 – 110 mgDBO/L	0,45
Glicose	355 mgDBO/L	0,09
Criação de peixe	85 mgDBO/L	1,6

Fonte: Scheidel et al. (2007), Russell (1943), Templeton e Butler (2011).

A taxa de crescimento líquida da biomassa (r_x) é a taxa de crescimento bruta (primeiro termo) descontada da taxa de manutenção (segundo termo), como mostra a Equação 16.

$$r_x = \frac{dX}{dt} = \left(\mu_{máx} * \frac{S}{K_s + S} \right) * X - k_d * X \quad \text{Equação 16}$$

Fonte: Schmidell et al. 2007.

Para calcular a taxa de consumo do substrato basta utilizar um fator de conversão de matéria orgânica em células (Equação 17), que, de acordo com Ramalho (1990) e Von Sperling

(2007), representa a produção de lodo (crescimento biológico) pelo substrato consumido, ou seja, uma relação linear entre crescimento bacteriano e utilização de substrato.

$$\frac{dX}{dt} = -Y \frac{dS}{dt} \quad \text{Equação 17}$$

$$Y = -\frac{dX}{dS}$$

Fonte: Schmidell et al. 2007

Assim,

$$r_s = \frac{dS}{dt} = -\frac{1}{Y} * r_x = -\frac{1}{Y} \left[\left(\mu_{m\acute{a}x} * \frac{S}{K_s + S} \right) - k_d \right] * X \quad \text{Equação 18}$$

Fonte: Schmidell et al. 2007.

O fator de correção também chamado de coeficiente de rendimento e taxa de remoção de substrato pode ser obtido em laboratório (Von Sperling, 2007). Alguns valores típicos para efluentes domésticos são apresentados na Tabela 6.

Tabela 6 – Valores típicos de Y

VALOR	REFERENCIA
0,4 a 0,8 gSSV/gDBO	Metcalf & Eddy (1991) citado em Von Sperling (2007) Metcalf & Eddy (1998) citado em Schmidell et al. (2007)
0,3 a 0,7 gSSV/gDBO	EPA (1993) apud Von Sperling (2007)

Os princípios que regem a cinética da estabilização biológica da matéria orgânica, em forma de equações envolvendo taxas de crescimento e de decaimento, fundamentam os parâmetros de projeto e otimização de reatores, sendo utilizadas também na etapa de simulação dos efeitos em regime transiente a partir de integrações numéricas (Souza, 2009). Os parâmetros variam de acordo com a composição do efluente. Schimidell et al. (2007) apresentam uma tabela com alguns parâmetros dessas equações de crescimento para alguns tipos de efluente.

Tabela 7 – Valores de parâmetros cinéticos para vários tipos de efluentes.

PARÂMETRO	VALOR	TIPO DE EFLUENTE	UNIDADE
Y	0,4 - 0,8	Doméstico	mgSSV/mgDBO
	0,3 - 0,4	Industria de processamento de vegetais	mgSSV/mgDBO
	0,4 - 0,54	Industria de laticínio	mgSSV/mgDQO
	0,52 - 0,63	Industria têxtil	mgSSV/mgDBO
	0,64	Industria de curtume	mgSSV/mgDBO
kd	0,025 - 0,075	Doméstico	d ⁻¹
	0,02 - 0,06	Industria de processamento de vegetais	d ⁻¹
	0,04 - 0,3	Industria de laticínio	d ⁻¹
	0,013 - 0,12	Industria têxtil	d ⁻¹
	0,186	Industria de curtume	d ⁻¹
Ks	25 - 100	Doméstico	mgDBO/L
	2 - 26	Industria processadora de papas	mgDQO/l
	40 - 300	Industria de laticínio	mgDQO/l
	86 - 95	Industria têxtil	mgDBO/L
	133	Industria de curtume	mgDBO/L
$\mu_{\text{máx}}$	0,6 - 13,2	Doméstico	d ⁻¹
	0,12	Industria processadora de papas	h ⁻¹
	3 - 4	Industria de laticínio	d ⁻¹
	0,1 - 6,96	Industria têxtil	d ⁻¹
	0,915	Industria de curtume	d ⁻¹

Fonte: Adaptado de Schmidell et al. (2007).

3.3. Modelagem Matemática

3.3.1. Introdução

A modelagem matemática é um procedimento científico no qual são elaboradas equações que traduzem algum fenômeno estudado. De acordo com Schmidell et al. (2007), um modelo é um conjunto de equações que podem representar um processo em estudo de maneira suficiente para servir aos propósitos estabelecidos. Chair, Murray e Sanfratello (2012) definem como a relação entre conhecimentos da Matemática e as demais áreas. Para Mendes, Valdman e Júnior (2011), um modelo matemático é um conjunto de relações entre as variáveis em um sistema em estudo e geralmente pode prever as variáveis de saída e o estado do sistema a partir das variáveis de entrada, utilizando equações matemáticas.

No tratamento biológico de efluentes, assim como em outras áreas da engenharia, os modelos matemáticos – embora muitas vezes com capacidade limitada de representação –

assumem papel importante em tarefas como a elaboração de projeto, otimização, partida, controle, ampliação de escala, simulação de perturbações, obtenção de parâmetros cinéticos, entre outros (Schmidell et al. 2007). Como os biodigestores levam alguns meses para entrar em estado estacionário, para cada tentativa de otimização seria necessário esperar meses para obter um dado experimental, para somente uma condição, ou seja, a otimização por tentativa e erro demoraria anos (Balmant, 2009). Além disso, observações experimentais possuem erro de medidas e incertezas (Mendes, Valdman e Júnior, 2011).

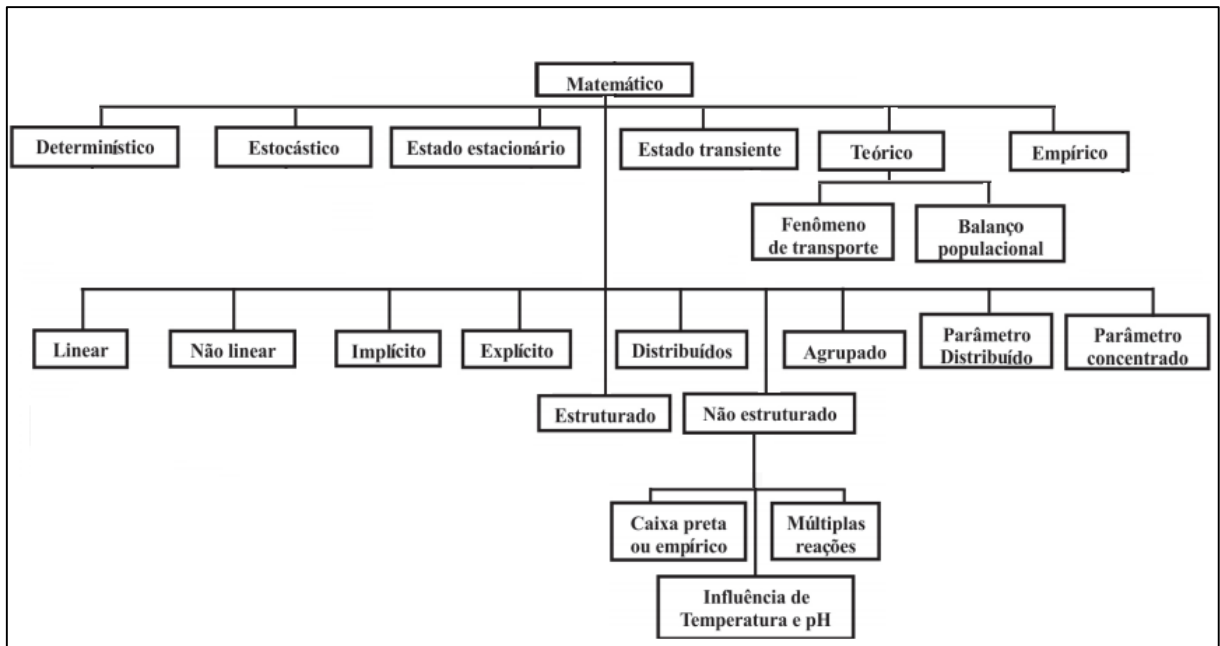
Normalmente, o número de variáveis do sistema (volume do reator, vazões e concentrações) é maior que o número de equações que definem o modelo matemático, o que admite infinitas soluções para o problema, ou seja, existem infinitas maneiras de projetar o sistema para que este atenda às condições de saída pretendidas (Schmidell et al. 2007). Modelagem matemática é então uma ferramenta vantajosa para projeto e controle de ETEs.

Existem várias classificações de modelagem matemática. A Figura 10 mostra uma classificação baseada nos conjuntos de ferramentas e técnicas matemáticas disponíveis para análise.

Nos modelos determinísticos os resultados são bem definidos e, nos estocásticos, não o são, sendo apenas um conjunto de resultados prováveis; nos modelos teóricos, fundamentados apenas em teorias, podem ser de fenômeno de transporte - usando princípios físico-químicos, como equações de conversões de massa e de energia, e/ou de balanço populacional, usando balanços populacionais; nos empíricos usam-se dados experimentais para o ajuste; nos lineares as equações envolvidas atendem à propriedade de linearidade, sendo o oposto os modelos não lineares; nos explícitos as equações podem ser resolvidas de forma direta, enquanto que nos implícitos é necessária a aplicação de métodos numéricos; os parâmetros distribuídos são aqueles nos quais a variação espacial é relevante e, nos parâmetros concentrados a posição não interfere no resultado; os agrupados são os constituídos por equações diferenciais totais, obtidas pela aplicação das leis fundamentais, sendo o tempo a variável independente, diferente dos não agrupados, em que podem existir mais de uma variável independente; os estruturados levam em conta que a biomassa não é um composto simples, consideram o interior das células e as séries de reações que ocorrem nestas; os não estruturados não consideram-se nenhuma organização interna das células que são consideradas como concentração do microorganismo em termos de biomassa, podem ser caixa preta, em que todas as reações celulares são englobadas em uma única reação global, múltiplas reações, em que se considera alguma

estrutura bioquímica no modelo cinético, e influência de temperatura e pH, em que são incluídas outras variáveis de processo com incidência na cinética de crescimento, sendo normalmente mantidas constantes (Mendes, Valdman e Júnior, 2011 e Schmidell et al., 2002).

Figura 10 - Proposta de classificação dos modelos em grupos distintos conforme os conjuntos de ferramentas e técnicas matemáticas disponíveis na literatura

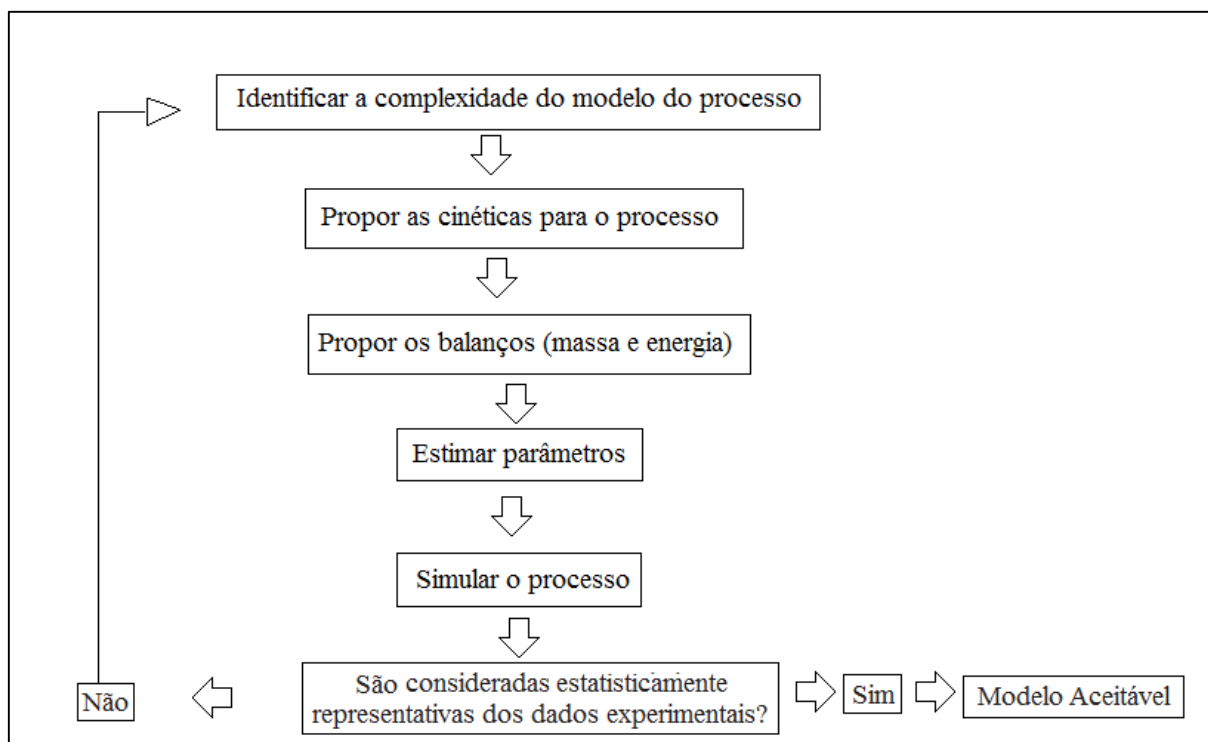


Fonte: Adaptado de Mendes, Valdman e Júnior (2011)

3.3.2. Procedimento de modelagem

Para elaborar um modelo matemático para um biorreator são necessárias diversas etapas, sendo a primeira etapa a definição do número de reações que serão incorporadas ao modelo e a estequiometria destas reações (Mendes, Valdman e Júnior, 2011). A Figura 11 mostra os principais passos na modelagem, sendo que, após as simulações, se os resultados forem semelhantes ao encontrado em experimentos o modelo é aceitável e pode ser utilizado como ferramenta de gestão.

Figura 11 - Etapas para modelagem matemática



Fonte: Adaptado de Nielsen et al. (2003)

De modo semelhante, Schmidell et al. (2002) explicam que o primeiro passo na formulação de um modelo baseado em relações matemáticas é a definição das variáveis de estado que definem o sistema a cada instante, incluindo a velocidade de as células executarem suas funções vitais (crescimento, morte celular, geração de produtos, consumo de substrato). Em seguida, conforme Figura 11, deve-se propor as cinéticas para o processo.

Schmidell et al. (2002) relatam que é a fase mais complexa e uma das mais importantes da modelagem é a cinética, que indica como as variáveis de estado do processo interferem nas velocidades de crescimento e morte celular. As equações cinéticas podem ser desenvolvidas utilizando dados experimentais ou modelos clássicos, como a equação de Monod (Equação 13).

Os balanços de massa dependem da estruturação do biorreator e, de acordo com Schmidell et al. (2002), devem ser elaboradas para cada variável de estado e para o volume de controle do sistema em estudo, sendo as equações diferenciais ordinárias (EDO) as que representam o comportamento dinâmico de sistemas homogêneos ou os estados estacionários de sistemas heterogêneos, numa única direção do espaço. Por fim, estimam-se parâmetros utilizando dados da literatura e simula-se o processo. Schmidell et al. (2002) destaca a fase de

validação do modelo - uma formulação e ajuste do modelo matemático utilizando testes estatísticos e experimentos.

3.3.3. Modelagem de biorreatores

A modelagem matemática em sistemas de tratamento de efluentes pode tornar-se muito complexa, a depender dos fatores levados em consideração e do resultado final desejado. Os balanços de massa para cada componente no biorreator, associados às complexas transformações bioquímicas que ocorrem no processo e às velocidades com que essas transformações se processam, são utilizadas para modelar o crescimento celular no biorreator (Schmidell et al. 2002).

Balmant (2009), assim como Schmidell et al. (2007), afirmam que o modelo matemático pode envolver na fase biológica células e substratos altamente heterogêneos e compostos orgânicos e inorgânicos, que formam uma cadeia ecológica com milhares de interações, e, na fase não biológica, multicomponente e multifásica, as propriedades como temperatura, pH e viscosidade influenciam o crescimento celular. Modelos mais complexos exigem uma capacidade computacional elevada e são mais caros. Assim, são necessárias simplificações, de acordo com o objetivo da modelagem e os recursos disponíveis.

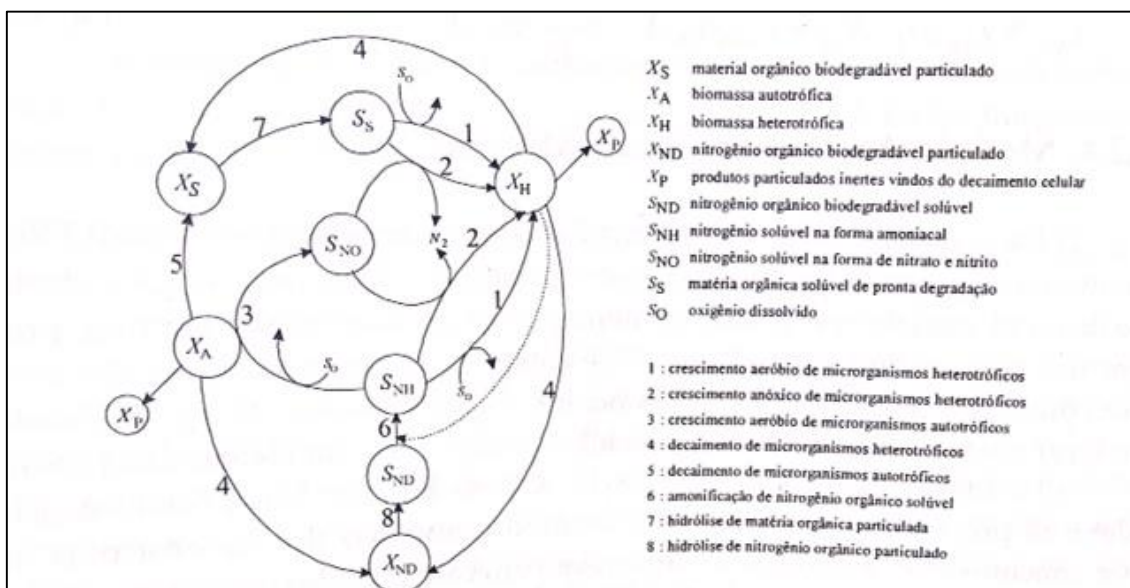
Schmidell et al. (2007) mostram três tipos de simplificações utilizadas normalmente, são elas:

- Os substratos são nutrientes limitantes e apenas sua concentração no meio influencia o crescimento celular e a formação de produtos;
- É considerado que os demais nutrientes e micronutrientes, embora essenciais para o processo “fermentativo”, estejam em excesso no meio ou controlados, de forma que as possíveis variações das concentrações desses não sejam suficientes para alterar as velocidades globais envolvidas;
- Variáveis importantes como pH e temperatura são considerados constantes, pois podem ser controlados externamente.

Modelos matemáticos para o tratamento de efluentes já foram desenvolvidos e já são utilizados para o controle e a otimização de processos. Um dos mais utilizados é o modelo conhecido como ASM1 – Activated Sludge Model No. 1 – que considera os processos de crescimento aeróbio e anóxico dos heterótrofos, o decaimento dos heterótrofos e o crescimento

e decaimento dos microorganismos autotróficos. São consideradas interações entre oito processos biológicos num sistema de lodos ativos (Schmidell et al., 2007), como mostra a Figura 12. Na literatura, existem muitos artigos que aplicam esse modelo em ETEs de grande escala, por exemplo: Debiasi (2012) utilizou o modelo para avaliar o comportamento do sistema de lodos ativos de uma ETE localizada em Florianópolis; Zoby (2011) utilizou o mesmo modelo para a avaliação e a previsão do funcionamento das ETEs Caçote e Janga em Recife.

Figura 12– Representação esquemática da interação entre os oito processos biológicos de um sistema de lodos ativos considerados pelo modelo ASM1



Fonte: Schmidell et al., 2007.

Russell (1943) lista alguns outros modelos clássicos no tratamento de efluente, como o SSSP de 1987, desenvolvido por Les Grady, o STEADY, desenvolvido na universidade do Texas, e o JASS, usado como ferramenta para estudantes.

3.4. Método Runge-Kutta

Para solucionar sistemas de equações diferenciais ordinárias (EDO) podem-se aplicar métodos analíticos, interativos ou numéricos. Um método numérico amplamente utilizado é o de Runge-Kutta (RK). Foi elaborado na metade do Século XIX pelos matemáticos alemães Carl David Tolmé Runge e Martin Wilhelm Kutta (Jiang e Lai, 2009). É um método que se adapta a diversas situações e é usado há décadas por cientistas e pesquisadores.

O valor da função incremento é definido na Equação 20

Equação 21.

$$\phi = a_1 k_1 + a_2 k_2 + \dots + a_n k_n$$

Equação 20

Fonte: Chapra e Canale (2008)

$$\left\{ \begin{array}{l} a_n = \text{constante} \\ k_1 = f(x_i, y_i) \\ k_2 = f(x_i + p_1 h, y_i + q_{11} k_1 h) \\ k_3 = f(x_i + p_2 h, y_i + q_{12} k_1 h + q_{22} k_2 h) \\ \dots \\ k_n = f(x_n + p_n h, y_n + q_{n-1,n} k_n h + q_{n-1,n-1} k_{n-1} h) \end{array} \right.$$

Equação 21

Fonte: Chapra e Canale (2008)

Onde,

a_n , p_n e q_n são constantes;

k_n são relações de recorrência, ou seja as inclinações na curva solução.

Cada relação de recorrência da função incremento representa um cálculo da função. Dessa forma, a função pode ser calculada n vezes, tornando os métodos RK eficientes para cálculos computacionais (Chapra e Canale, 2008). Os diferentes tipos de métodos de Runge-Kutta são classificados de acordo com sua ordem que identifica o número de pontos usados em um subintervalo para determinar o valor da função incremento (Gilat e Subramaniam, 2008). Assim, quando $n=1$ só existe uma relação de recorrência, e assim o método é conhecido como o método de Euler, quando o $n=2$ o método é denominado RK de segunda ordem, quando $n=3$ diz-se que é RK de terceira ordem, quando $n=4$, RK de quarta ordem, e para valores maiores, RK de ordem superior. As técnicas RK de ordem superior são os métodos preferidos, porém esse tipo de método exige um custo maior de programação e um conhecimento acurado do problema (Chapra e Canale, 2008).

De acordo com Gilat e Subramaniam (2008), a versão de quarta ordem deste método é conhecida como método de Runge-Kutta clássico. O mesmo autor afirma que a ordem do método está relacionada ao erro de truncamento global, ou seja, o método de RK de segunda ordem possui um erro de truncamento global de segunda ordem. Assim, quanto maior a ordem menor o erro, mais preciso é o resultado.

As constantes a_n, p_n e q_n são determinadas através de manipulações algébricas e, portanto, existe uma família de métodos para cada ordem RK, as quais fornecem o mesmo resultado (Chapra e Canale, 2008). Existem, porém, as mais frequentemente utilizadas no meio acadêmico e científico. Para este trabalho escolheu-se o método RK de quarta ordem conforme Equação 22 e Equação 23. De forma simplificada, diz-se que cada k representa uma inclinação. Assim, y_{i+1} representa uma média ponderada que alcança uma inclinação mais próxima ao valor verdadeiro.

$$y_{i+1} = y_i + \frac{1}{6}(k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4)h \quad \text{Equação 22}$$

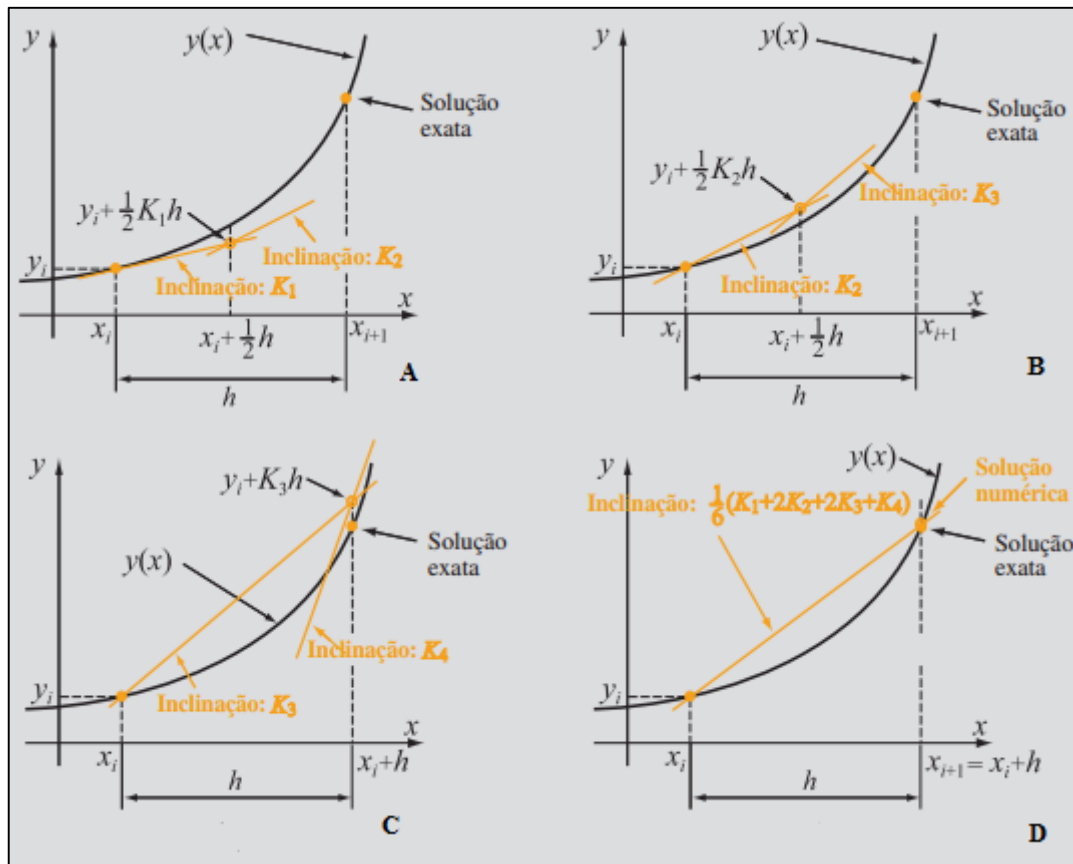
Fonte: Chapra e Canale (2008) e Gilat e Subramaniam (2008)

$$\begin{cases} k_1 = f(x_i, y_i) \\ k_2 = f(x_i + \frac{1}{2}h, y_i + \frac{1}{2}k_1h) \\ k_3 = f(x_i + \frac{1}{2}h, y_i + \frac{1}{2}k_2h) \\ k_4 = f(x_i + h, y_i + k_3h) \end{cases} \quad \text{Equação 23}$$

Fonte: Chapra e Canale (2008) e Gilat e Subramaniam (2008)

O diferencial desse tipo de método numérico é que a solução de um ponto na curva de solução depende do ponto anterior em grau de erro muito pequeno. A Figura 14 ilustra a construção do resultado.

Figura 14 - Construção do resultado com RK clássico.



Fonte: Gilat e Subramaniam (2008).

O k_2 é calculado a partir de k_1 , definido pelo tamanho do passo (h), este, depois de ajustado à curva, serve de base para calcular o k_3 , em seguida o k_4 , que, calculado conforme Equação 22, ajusta o valor para bem próximo do valor real.

RK é tão utilizado que já é encontrado como função pronta em alguns aplicativos matemáticos. O Mathcad, por exemplo, possui duas funções que correspondem a este método: Rkfixed e Rkadapt. Parulekar (2006) conclui em seu estudo sobre a utilização do programa computacional Mathcad na engenharia química que esta ferramenta é didática, possui linguagem simples e consegue resolver os mais diversos problemas do curso. Brannan e Murden (2015), semelhante ao autor anterior, afirmam que o Mathcad é uma excelente ferramenta de resolução de problemas matemáticos, que permite a elaboração de gráficos, programação, trabalho com vetores e matrizes, e, por ser muito didático, atrai mais os estudantes.

Rkfixed é a função mais simples que utiliza Runge Kutta no Mathcad, pois utiliza passo fixo que pode levar a resultados instáveis causando uma interpretação errada dos fenômenos físicos, diferente do Rkadapt, que elimina estes erros, pois o passo de integração é adaptável.

Assim, é usado com mais frequência, principalmente para solucionar modelos cinéticos não lineares (Korobov e Ochkov, 2011). A função tem sua sintaxe conforme Equação 24.

$$S = rkadapt (IC, x1, x2, kmax, D) \quad \text{Equação 24}$$

Fonte: adaptado de Solodov e Ochkov (2005)

Sendo,

IC - vetor com os valores escalares iniciais do problema;

x1 e x2 - valores inicial e final do intervalo de integração, respectivamente;

kmax - valor máximo de linhas da matriz resultado;

D - vetor função que contém o sistema de equações diferenciais.

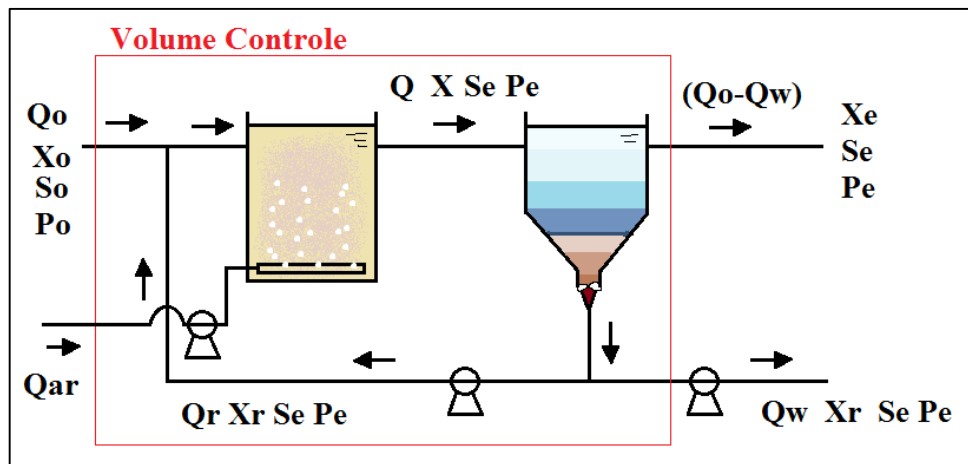
4. Metodologia

A modelagem matemática aplicada foi do tipo determinística, teórica, não linear, implícita, com parâmetros concentrados, agrupada, não estruturada e de múltiplas reações. O modelo físico é apresentado logo a seguir.

4.1. Balanço de Massa

O sistema de equações diferenciais foi elaborado com base em balanço de massa em torno do volume controle apresentado na Figura 15 sob regime transiente.

Figura 15 - Volume Controle do balanço de massa para lodos ativos



4.1.1. Balanço da biomassa

Aplicando-se a Equação 9 ao sistema da Figura 15, tem-se:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{Q_o * X_o}{V} - \left(\frac{Q_e * X_e}{V} + \frac{Q_w * X_r}{V} \right) + r_x \quad \text{Equação 25}$$

O crescimento de microrganismos no reator é dado pelo o que é gerado, devido à reprodução, abatendo-se o que é consumido devido à respiração endógena, morte celular etc. A velocidade de crescimento é dada pela Equação 16.

Alguns dos parâmetros da Equação 25 não são abordadas na literatura, sendo necessário utilizar relações matemáticas para substituí-los, tornando todos os parâmetros conhecidos. São eles, a vazão de saída: Q_e e Q_w e as concentrações de saída: X_e e X_r. As seguintes relações foram usadas:

Do balanço de vazões:

$$Q_e = Q_o - Q_w$$

Da Equação 5:

$$Q_w = \frac{V * X}{\theta_c * Xr}$$

De dados da literatura:

$$X_e \cong 0$$

Assim,

$$\frac{dX}{dt} = \frac{Q_o * X_o}{V} - \frac{Q_w * Xr}{V} + rx$$

$$\frac{dX}{dt} = \frac{Q_o * X_o}{V} - \frac{X}{\theta_c} + rx$$

$$\frac{dX}{dt} = \frac{Q_o * X_o}{V} - \frac{X}{\theta_c} + \left(\mu_{m\acute{a}x} * \frac{S}{K_S + S} \right) * X - K_d * X$$

Equação 26

4.1.2. Balanço do substrato

Com base na Equação 9 que define o balanço de massa tem-se que:

- O acúmulo (mg/L.dia) corresponde a variação de substrato no reator em relação ao tempo, dado por:

$$\frac{dS}{dt}$$

- A entrada (mg/L.dia) corresponde a vazão de entrada pelo volume do reator multiplicado a concentração inicial de substrato (mgDBO/L), assim:

$$\frac{Q_o * S_o}{V}$$

- A saída (mg/L.dia) corresponde a duas vazões de saída Q_e e Q_w , pelo volume do reator, multiplicados a suas correspondentes concentrações de saída, S_e , a concentração é a mesma pois encontra-se dissolvida no líquido. A concentração de DBO que sai do sedimentador é a mesma que sai do reator, pois não há reação no sedimentador considerável. A saída, então, é dada por:

$$\frac{Q_e * S_e}{V} + \frac{Q_w * S_e}{V}$$

- O crescimento de microrganismos no reator é dado pelo que é gerado, devido à reprodução, abatido do que é consumido, devido ao canibalismo. A conhecida por velocidade de crescimento é dado pela Equação 18.

De forma geral, tem-se para o balanço de biomassa a seguinte equação diferencial não linear de primeira ordem:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q_o * S_o}{V} - \left(\frac{Q_e * S_e}{V} + \frac{Q_w * S_e}{V} \right) - r_s \quad \text{Equação 27}$$

Do balanço de vazões:

$$Q_e - Q_w = Q_o$$

Assim,

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q_o * S_o}{V} - \frac{Q_o * S_e}{V} - r_s$$

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q_o * (S_o - S_e)}{V} - r_s$$

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q_o * (S_o - S)}{V} - \frac{1}{Y} \left[\left(\mu_{m\acute{a}x} * \frac{S}{K_S + S} \right) * X - K_d * X \right] \quad \text{Equação 28}$$

4.1.3. Balanço de oxigênio

Para analisar a inibição provocada pelo oxigênio é necessário incluir o termo de limitação de oxigênio na cinética de Monod, obtendo-se a Equação 29 e a taxa de consumo de oxigênio, como mostra a Equação 30 (Schmidell et al., 2007).

$$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S + S} * \frac{Ox}{K_O + Ox} \quad \text{Equação 29}$$

Em que,

Ox - a concentração do oxigênio (mg/L);

K_O - a constante de inibição do oxigênio (mg/L), que, de acordo com Schmidell et al. (2007), é 0,4 mgO₂/L (Schmidell et al., 2007).

$$r_o = \left(\mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S + S} * \frac{Ox}{K_O + Ox} \right) * X * \left(1 - \frac{1}{Y} \right) \quad \text{Equação 30}$$

O balanço do oxigênio pode ser efetuado utilizando a letra P na Figura 15. Considerando-se o oxigênio inicial nulo, tem-se:

$$\begin{aligned} \frac{dP}{dt} &= \frac{Q_o * P_o}{V} + \frac{Q_{ar} * P_{aerado}}{V} - \left(\frac{(Q_o - Q_w) * P_e}{V} + \frac{Q_w * P_e}{V} \right) + r_o \\ \frac{dP}{dt} &= \frac{Q_{ar} * P_{aerado}}{V} - \frac{Q_o * P_e}{V} + r_o \end{aligned} \quad \text{Equação 31}$$

O termo $\frac{Q_{ar} * P_{aerado}}{V}$ da Equação 31 corresponde à velocidade de transferência de oxigênio da fase gasosa para a fase líquida, conforme Equação 32, em que o $K_L a$ é o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e $(P^* - P)$ é a força motriz para a transferência, ou seja, a diferença entre a concentração de oxigênio na fase líquida na saturação e a concentração de oxigênio na fase líquida (Schmidell et al., 2007).

$$K_L a (P^* - P) \quad \text{Equação 32}$$

Ainda de acordo com Schmidell et al. (2007), P^* (concentração de oxigênio dissolvido na saturação) é 8,367mg/L, para uma temperatura de aproximadamente 25°C, e para $K_L a$ tem-se:

$$K_L a = 120 * t g^{-1} \left(\frac{4\pi Q_{ar} \left(\frac{m^3}{h} \right)}{1000} \right) \quad \text{Equação 33}$$

Assim, para o balanço de oxigênio tem-se:

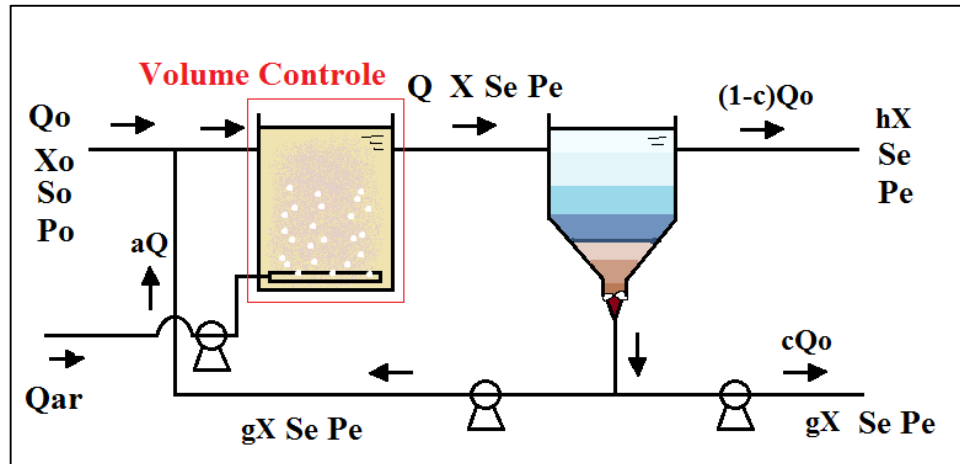
$$\frac{dP}{dt} = 120 * t g^{-1} \left(\frac{4\pi Q_{ar} \left(\frac{m^3}{h} \right)}{1000} \right) * (8,367 - P) - \frac{Q_o * P_e}{V} + \left(\mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S + S} * \frac{O_x}{K_O + O_x} \right) * X * \left(1 - \frac{1}{Y} \right) \quad \text{Equação 34}$$

4.1.4. Balanço alternativo

Para facilitar a simulação de alguns fatores de operação, faz-se uso de algumas constantes de proporcionalidade. Com base na Figura 16, as vazões e concentração de biomassa na saída do volume controle são parte do que entra e do que sai do reator, ou seja, utilizou-se

constantes multiplicadoras para estabelecer uma relação entre o que entra e o que sai. O balanço é realizado no reator, diferente do volume controle da Figura 15. O resultado final são as Equação 35 e Equação 37.

Figura 16 - Ilustração do volume controle para balanço alternativo.



O balanço de massa para microorganismo é:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{Q_o * X_o}{V} + \frac{aQ * gX}{V} - \frac{Q * X}{V} + rx$$

Considerando que a concentração de entrada é aproximadamente zero e que:

$$Q = Q_o + aQ$$

$$Q_o = Q - aQ$$

$$Q_o = Q(1 - a)$$

$$Q = \frac{Q_o}{(1 - a)}$$

Tem-se, então:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{aQ_o * gX}{V(1 - a)} - \frac{Q_o * X}{V(1 - a)} + rx$$

$$\frac{dX}{dt} = \frac{Q_o * X}{V(1 - a)} (a * g - 1) + rx$$

Equação 35

Em que,

a - a fração da vazão que sai do reator que é reciclada ($a \leq 1$, quando $a=1$ não existe purga);

g - o fator de separação do sedimentador ($g \geq 1$, quando $g=1$ não existe sedimentador).

A constante a corresponde à razão de reciclo (Equação 8), visto que:

$$r = \frac{Qr}{Q} = \frac{aQ}{Q} = a$$

A constante g está relacionada à eficiência da separação na unidade de separação da biomassa conforme segue:

$$Ec = \frac{Xr - X}{Xr} * 100 \quad \text{Equação 36}$$

Em que,

Ec - a eficiência do sedimentador;

Xr - a concentração de biomassa na saída do sedimentador;

X - a concentração de biomassa na entrada do sedimentador.

Assim,

$$Ec = \frac{Xr - X}{Xr} = \frac{gX - X}{gX} = \frac{X(g - 1)}{gX}$$

$$Ec = \frac{g - 1}{g} * 100$$

O balanço de massa para o substrato é:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Qo * So}{V} + \frac{aQ * Se}{V} - \frac{Q * Se}{V} + rs$$

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Qo * So}{V} + \frac{Q * Se(a - 1)}{V} + rs$$

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Qo * So}{V} + \frac{Qo * Se(a - 1)}{V(1 - a)} + rs$$

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Qo}{V} * \left(So + \frac{Se(a - 1)}{(1 - a)} \right) + rs$$

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Qo}{V} * (So - Se) + rs \quad \text{Equação 37}$$

As seguintes hipóteses foram adotadas, sendo que as duas últimas não foram aplicadas em algumas simulações:

- O reator opera no regime de mistura perfeita;
- A concentração de microrganismos na alimentação é desprezível;
- A estabilização do substrato ocorre somente no reator;
- O volume usado na modelagem é apenas o do reator;
- Variáveis importantes como pH e temperatura são considerados constantes, pois podem ser controlados externamente;
- Purga contínua;
- Oxigenação ideal;
- Um dos substratos é o único nutriente limitante.

O sistema de EDOs resultado do balanço de massa em regime transiente, foi solucionado utilizando-se o método numérico de Runge-Kutta no programa computacional MATHCAD PRIME 2.0, utilizando a função Rkadapt. Na Figura 17 pode ser observada a rotina computacional no ambiente do aplicativo, utilizando a função Rkadapt para solucionar o sistema de duas EDOs. Observa-se que a matriz D contém o balanço de biomassa na primeira linha e o balanço de substrato na segunda linha. As EDOs foram integradas no tempo de zero a duzentos dias, até a matriz resultado (matriz com três colunas: tempo, biomassa e substrato) alcançar a linha de número mil. Tais parâmetros foram alterados na medida que em se julgou necessário para observar melhor os efeitos nas simulações realizadas.

Figura 17 - Estruturação do sistema de EDO no MATHCAD PRIME 2.0 utilizando a função Rkadapt

Balanço de massa em estado transiente

$$\frac{dX}{dt} = -\frac{X}{\theta_c} + \left(\mu_{max} \cdot \frac{S_s}{K_s + S_s} - K_d \right) \cdot X$$

$$\frac{dS_s}{dt} = \frac{Q_0}{V} \cdot (S_0 - S_s) - \frac{1}{Y} \cdot \left(\mu_{max} \cdot \frac{S_s}{K_s + S_s} - K_d \right) \cdot X$$

ORIGIN=0

$$D(t, x) := \begin{bmatrix} -\frac{x_0}{\theta_c} + \left(\mu_{max} \cdot \frac{x_1}{K_s + x_1} - K_d \right) \cdot x_0 \\ \frac{Q_0}{V} \cdot (S_0 - x_1) - \frac{1}{Y} \cdot \left(\mu_{max} \cdot \frac{x_1}{K_s + x_1} - K_d \right) \cdot x_0 \end{bmatrix}$$

$$x_0 := \begin{bmatrix} X_0 \\ S_0 \end{bmatrix} \quad a := 0 \quad b := 200 \quad N := 1000$$

$$Sol1 := \text{Rkadapt}(x_0, a, b, N, D)$$

Os detalhes do cálculo para uma simulação típica são apresentadas no APÊNDICE A – Memorial de cálculo, assim como a validação do modelo detalhado a seguir.

4.2. Validação do modelo

Para validar o modelo matemático desenvolvido foram resolvidos problemas encontrados na literatura (livros). Todas as soluções utilizadas são para regime permanente. Assim, para fins de comparação, foram utilizados os valores fornecidos pelo modelo, correspondentes ao estado estacionário. Os cálculos de cada validação estão no APÊNDICE A.

4.2.1. Validação utilizando dados de Ramalho (1990)

Apesar de Ramalho utilizar outra cinética, o exercício resolvido da página 341 foi utilizado para validar o modelo desenvolvido neste trabalho. Ramalho (1990) calcula a concentração de substrato na saída do tratamento para condição de inverno e verão. Para validação, escolheu-se os dados de verão para serem simulados. Os dados de entrada, foram a vazão inicial (0,4 m³/s), a vazão de purga (0,0018 m³/s), concentração inicial de microorganismos (desprezível), concentração na saída do aerador (3000 mgSSV/L),

concentração de microorganismos na purga (12.000 mgSSV/L), concentração de substrato na entrada (200 mgDBO/L), razão de reciclo (0,326). Os dados cinéticos fornecidos foram a constante de decaimento ($K_d = 0,06 \text{ d}^{-1}$) e fator de conversão ($Y=0,5$). Os dados cinéticos para o modelo de Monod, não fornecidos por Ramalho, visto que a utilização de outra cinética (primeira ordem), foram determinados utilizando os valores típicos já apresentados neste trabalho. A velocidade de crescimento máxima ($\mu_{\max}=6 \text{ d}^{-1}$) e a constante de saturação de Monod ($K_s=65 \text{ mgDBO/L}$). O fator de separação do sedimentador não foi dado, porém é possível calcular (2,63).

O resultado para concentração final de matéria orgânica na saída do tratamento calculado por Ramalho é 25,2 mg/L, enquanto que no modelo desenvolvido neste trabalho é 25,6 mg/L. O erro é aproximadamente 1,5%.

4.2.2. Validação com dados de Gomes (2006)

Gomes (2006) calculou os parâmetros cinéticos de um efluente de curtume utilizando dados de uma estação de tratamento por lodos ativos. Os parâmetros cinéticos encontrados foram, coeficiente de decaimento endógeno ($k_d=0,0651 \text{ d}^{-1}$), coeficiente de produção ($Y=0,414$), taxa máxima de crescimento específico ($\mu_{\max}=2,7126 \text{ d}^{-1}$), constante de saturação de Monod ($K_s=3087 \text{ mg/L}$) e concentração inicial de substrato ($S_0=3.657 \text{ mg/L}$). Os dados da ETE são vazão $35 \text{ m}^3/\text{h}$ e volume do reator 2.606 m^3 . O tempo de residência celular foi de 10 dias. Para estas condições, Gomes (2006) encontrou uma concentração final de substrato igual a 200 mg/L, e a simulação com o modelo deste trabalho encontrou 201,09 mg/L. O erro foi muito baixo, 0,53%.

4.2.3. Conclusão da validação

Os erros encontrados para cada uma das duas validações foram baixos. O menor erro foi encontrado para o artigo que possui mais dados e mais informações detalhadas do que foi desenvolvido, enquanto que o maior erro foi encontrado para o artigo com menor informação e aproximação de valores. Assim, os erros encontrados podem estar relacionados com a clareza das informações, o que compromete a eficiência da simulação do modelo. Já o erro da primeira validação pode estar associado à aproximação dos valores cinéticos de Monod, visto que o autor não utiliza tal cinética e, portanto, não fornece tais dados.

Os resultados da validação qualificaram o modelo para simular o tratamento de efluentes por lodos ativos, considerando-se a remoção da DBO carbonácea.

4.3. Dados iniciais

Para realizar o estudo foi adotado uma vazão fixa de entrada 1.080 m³/h e o volume de dois reatores, cada um com 3.700 m³ utilizados por Schmidell et. al (2007). Os parâmetros cinéticos foram os já apresentados neste trabalho para efluente doméstico, organizados na Tabela 8. Os parâmetros mudam à medida da necessidade da simulação.

Tabela 8 – Valores de entrada dos parâmetros

CONSTANTE	VALOR	UNIDADE
Vazão inicial	25.920.000	L/dia
Volume do reator	7.400.000	L
Idade do lodo	10	dia
Concentração inicial de substrato	200	mg/L
Concentração inicial de biomassa	0,01	mg/L
Velocidade específica de crescimento	6	d ⁻¹
Constante de saturação de Monod	60	mg/L
Fator de conversão	0,5	-
Velocidade específica de decaimento endógeno	0,062	d ⁻¹

Fonte: Adaptado de Schimidel et al. (2007)

4.4. Condições a serem simuladas

Foram realizadas seis simulações utilizando-se o modelo matemático desenvolvido. Para cada uma das simulações, encontram-se declarados os valores dos dados de entrada e as hipóteses simplificadoras. Assim, para clarear cada simulação, os itens a seguir destacam os principais pontos de cada simulação.

4.4.1. Efeito da variação do modelo cinético e das constantes cinéticas

Para avaliar a influência da equação de crescimento microbiano, foram utilizados dois modelos mais encontrados na literatura descritos na Tabela 9, com valores dos parâmetros cinéticos sugeridos por Schmidell et al. (2002).

Tabela 9 – Modelos cinéticos simulados

AUTOR	OBSERVAÇÃO	EQUAÇÃO
MONOD	Considera um único substrato limitante	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S + S}$
ANDREWS	Considera o crescimento num único substrato limitante e inibidor	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S + S + S^2/K_i}$

Fonte: Adaptado de Schmidell et al. (2002).

O sistema de EDOs para cada um dos modelos é apresentado a seguir.

Modelo cinético de Monod:

$$\begin{cases} \frac{dX}{dt} = -\frac{X}{\theta_c} + \left[\left(\mu_{m\acute{a}x} * \frac{S}{K_S + S} \right) - K_d \right] * X \\ \frac{dS}{dt} = \frac{Q_0 * (S_0 - S)}{V} - \frac{1}{Y} \left[\left(\mu_{m\acute{a}x} * \frac{S}{K_S + S} \right) - K_d \right] X \end{cases} \quad \text{Equação 38}$$

Modelo cinético de Andrews:

$$\begin{cases} \frac{dX}{dt} = -\frac{X}{\theta_c} + \left[\left(\mu_{m\acute{a}x} * \frac{S}{K_S + S + S^2/K_i} \right) - K_d \right] * X \\ \frac{dS}{dt} = \frac{Q_0 * (S_0 - S)}{V} - \frac{1}{Y} \left[\left(\mu_{m\acute{a}x} * \frac{S}{K_S + S + S^2/K_i} \right) - K_d \right] X \end{cases} \quad \text{Equação 39}$$

Para avaliar os efeitos das constantes cinéticas, simulou-se cada um dos sistemas alterando-se pelo menos em 3 valores distintos das constantes cinéticas de interesse. Para Monod, variou-se K_s e μ_{max} e para Andrews variou-se K_i .

4.4.2. Efeito do tipo de efluente

O tipo de efluente influencia o crescimento da biomassa, pois altera várias constantes cinéticas. A Tabela 10 resume alguns parâmetros médios típicos para efluentes de 3 tipos de indústrias e de efluente sanitário. Os valores da vazão e do volume foram os sugeridos por Schmidell et al. (2007), conforme Tabela 8.

Tabela 10 – Valores das constantes cinéticas típicas de indústrias simuladas

IDUSTRIA	Y	Kd	Ks	μ_{max}	Concentração inicial de substrato
Doméstico	0,500 mgSSV/mgDBO	0,060 d ⁻¹	60,0 mgDBO/L	6,0 d ⁻¹	200 mgDBO/L
Indústria de laticínio	0,500 mgSSV/mgDBO	0,190 d ⁻¹	340,0 mgDBO/L	3,5 d ⁻¹	1276 mgDBO/L
Indústria têxtil	0,575 mgSSV/mgDBO	0,066 d ⁻¹	90,5 mgDBO/L	3,5 d ⁻¹	600 mgDBO/L
Indústria de curtume	0,640 mgSSV/mgDBO	0,186 d ⁻¹	133,0 mgDBO/L	0,9 d ⁻¹	1825 mgDBO/L

Fonte: Adaptado de Schmidell et al. (2007); Gomes (2006); Lateef, Chaudhry e Ilyas (2013); Mota (1995).

4.4.3. Efeito da idade do lodo

A idade do lodo foi variada de acordo com a modalidade de lodo ativo, conforme mostra a Tabela 11. É importante destacar que as simulações se restringiram à avaliação dos efeitos da idade do lodo.

Tabela 11 – Valores simulados da idade do lodo

VARIAÇÃO	IDADE DO LODO (d)	REFERÊNCIA
Aeração prolongada	20-30	Russel (2006); Schmidell et al. (2007)
Forte carga	5-10	Russel (2006); Schmidell et al. (2007)
Fluxo contínuo padrão	5-15	Schmidell et al. (2007); Russel (2006); Ramalho (1990)

4.4.4. Efeito da razão de reciclo

Os efeitos da razão de reciclo foram variados com base nas constantes a e g referentes ao balanço alternativo já discutido, resolvendo-se o sistema de EDO (Equação 35 e Equação 37). De acordo com Schmidell et al. (2007), a razão de retorno para lodo ativo convencional, varia entre 0,2 e 0,8. Assim, para estudar seu efeito, variou-se o valor de a conforme segue: 0,2; 0,214; 0,63 e 0,65. A eficiência do sedimentador depende primeiramente da composição da mistura, mas também do design e tipo de clarificador (Funasa, 2007; Cheremisinoff, 2002; Templeton e Butler (2011). Barrera (2010), encontrou eficiência de sedimentador secundário entre 15 e 60%. Assim, variou-se a eficiência de separação entre 33 e 77%.

4.4.5. Efeito da inibição pelo oxigênio

A presença de inibidores influencia o crescimento dos microrganismos. Para avaliar de que forma algumas substâncias inibem o desenvolvimento da biomassa foi necessário alterar não apenas o modelo cinético, mas também o balanço de massa e a condição inicial de que apenas um substrato é limitante, neste caso são dois.

Para a influência do oxigênio, alterou-se no balanço de biomassa e substrato o modelo cinético para o apresentado na Equação 29, e no sistema de EDOs foi incluído o balanço do oxigênio (Equação 34), formando um sistema com três equações diferenciais. Variou-se a vazão de entrada do oxigênio no reator para simular os efeitos deste inibidor ao crescimento bacteriano. Foi utilizado como base a vazão de 10 m³/h simulada por Schmidell et al. (2007). O modelo pode ser observado na Figura 18.

Figura 18 – Modelo matemático para dois inibidores, substrato e oxigênio

Balanço de massa em estado transiente

$$dX(t, S_s, X, P) = -\frac{X}{\theta_c} + \left(\mu_{max} \cdot \left(\frac{S_s}{K_s + S_s} \right) \cdot \left(\frac{P}{P + K_o} \right) - K_d \right) \cdot X$$

$$dS_s(t, S_s, X, P) = \frac{Q_o}{V} \cdot (S_o - S_s) - \frac{1}{Y} \cdot \left(\mu_{max} \cdot \left(\frac{S_s}{K_s + S_s} \right) \cdot \left(\frac{P}{P + K_o} \right) - K_d \right) \cdot X$$

$$dP(t, S_s, X, P) = -P \cdot \frac{Q_o}{V} + 120 \cdot Tt \cdot (8.367 - P) + \left(1 - \frac{1}{Y} \right) \cdot \left(\mu_{max} \cdot \left(\frac{S_s}{K_s + S_s} \right) \cdot \left(\frac{P}{P + K_o} \right) - K_d \right) \cdot X$$

ORIGIN = 0

Vazão de aeração $Q_{ar} := 5 \frac{m^3}{h}$

Termo de tangente $Tt := \text{atan} \left(4 \cdot \pi \cdot \frac{Q_{ar}}{1000} \right)$

$$D(t, x) := \begin{bmatrix} -\frac{x_0}{\theta_c} + \left(\mu_{max} \cdot \left(\frac{x_1}{K_s + x_1} \right) \cdot \left(\frac{x_2}{x_2 + K_o} \right) - K_d \right) \cdot x_0 \\ \frac{Q_o}{V} \cdot (S_o - x_1) - \frac{1}{Y} \cdot \left(\mu_{max} \cdot \left(\frac{x_1}{K_s + x_1} \right) \cdot \left(\frac{x_2}{x_2 + K_o} \right) - K_d \right) \cdot x_0 \\ -x_2 \cdot \frac{Q_o}{V} + 120 \cdot Tt \cdot (8.367 - x_2) + \left(1 - \frac{1}{Y} \right) \cdot \left(\mu_{max} \cdot \left(\frac{x_1}{K_s + x_1} \right) \cdot \left(\frac{x_2}{x_2 + K_o} \right) - K_d \right) \cdot x_0 \end{bmatrix}$$

$x0 := \begin{bmatrix} X_o \\ S_o \\ P_o \end{bmatrix}$ $a := 0$ $b := 200$ $N := 1000$

$Sol1 := \text{Rkadapt}(x0, a, b, N, D)$

$t1 := Sol1^{(0)} \cdot \text{day}$ $X1 := Sol1^{(1)} \cdot \frac{mg}{L}$ $S1 := Sol1^{(2)} \cdot \frac{mg}{L}$ $P1 := Sol1^{(3)} \cdot \frac{mg}{L}$

4.4.6. Simulação ETE UFS

O trabalho simulou o processo de tratamento de efluentes sanitários da Universidade Federal de Sergipe (UFS), a fim de estimar a eficiência do processo e analisar o projeto. Todos os dados utilizados na simulação constam no relatório final do projeto elaborado pela empresa LJ Engenharia, Saneamento e Meio Ambiente LTDA (2012). O tratamento segue a seguinte estrutura:

- Tratamento preliminar: gradeamento e caixa de areia;
- Tratamento primário: Digestor Anaeróbico de Fluxo Ascendente (DAFA);
- Tratamento secundário: Reator Aeróbio.

Considerando a eficiência do DAFA 50%, e os parâmetros cinéticos típicos de efluentes sanitários, simulou-se o tratamento secundário. Os seguintes valores foram utilizados:

- Concentração inicial de substrato 150 mgDBO/L;
- Vazão de entrada 21,15 L/s;
- Volume do reator 630,84 m³;
- Idade do lodo 55 dias.

4.5. Critérios para análise dos resultados

Para analisar os resultados, além do entendimento dos fenômenos que ocorrem no processo biológico, comparou-se os resultados com dados da literatura.

5. Resultados e discussões

Para cada simulação obteve-se uma curva de crescimento biológico. Foram analisados, além da concentração de biomassa na saída do reator, concentração final de substrato, eficiência do tratamento, início do crescimento, comportamento geral do sistema e tempo provável para atingir o regime estacionário. Assim, os itens a seguir mostram os resultados encontrados para cada simulação, discutindo-os com base nos resultados da literatura e na interpretação dos fenômenos.

5.1. Efeito da variação do modelo cinético e das constantes cinéticas

Para o estudo desse efeito foram adotados os valores da constante de saturação de Monod 60 mg/L e constante de inibição de Andrews 200 mg/L e os sistemas de EDOs conforme Equação 38, e Equação 39. O resultado da variação das equações cinéticas de crescimento são mostradas nos Gráfico 1 e Gráfico 2.

Gráfico 1 – Simulação diferentes modelos cinéticos para intervalo de integração de 0 a 10 dias

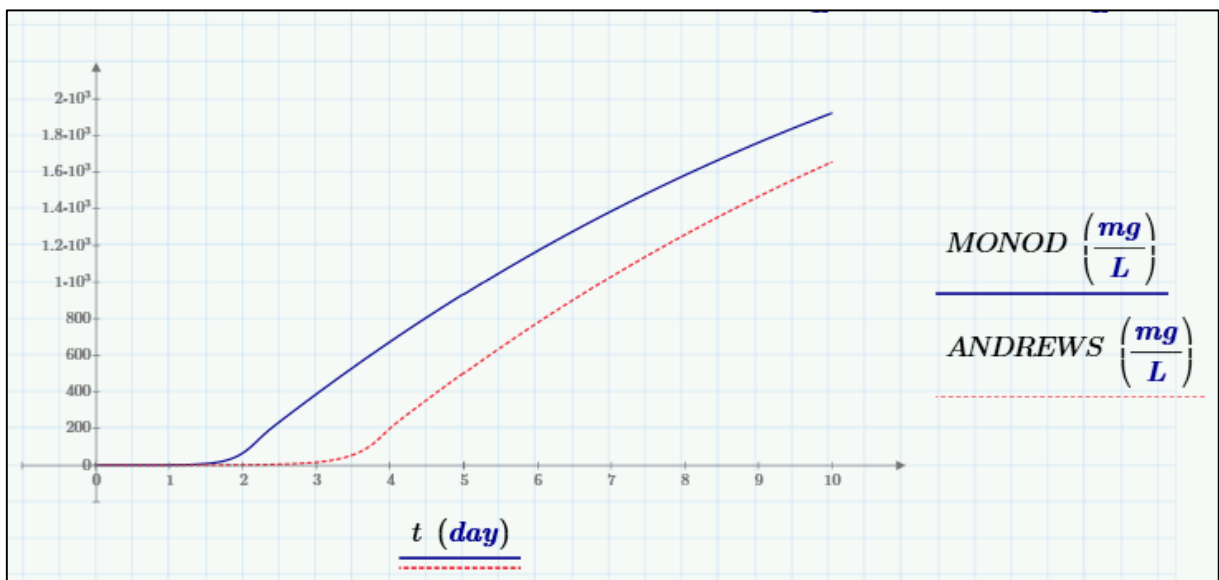
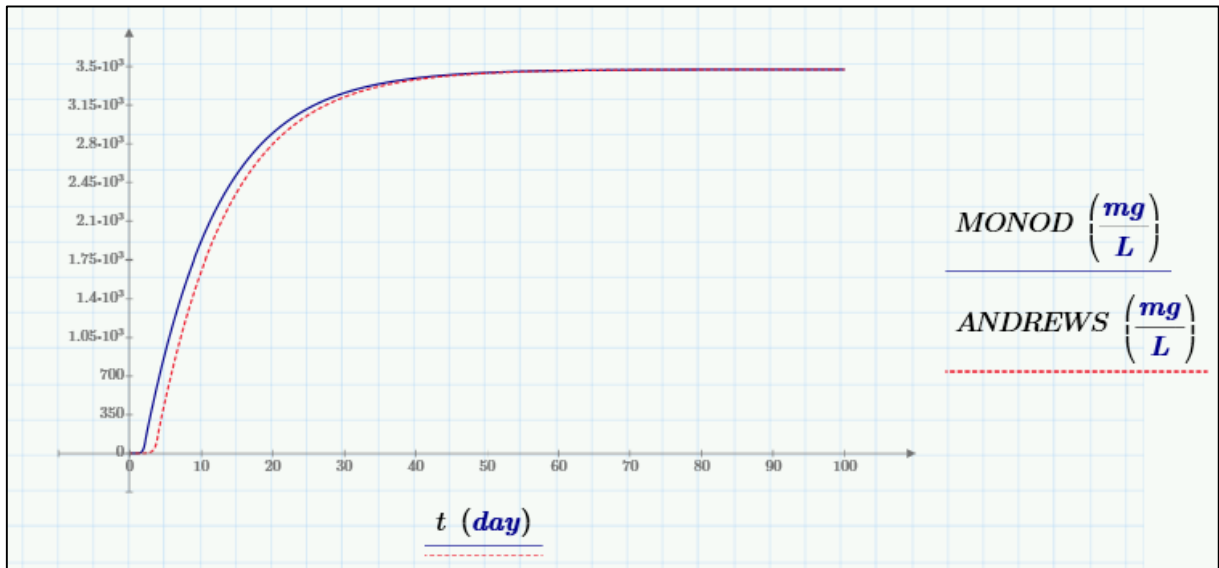


Gráfico 2 - Simulação diferentes modelos cinéticos para intervalo de integração de 0 a 100 dias



De acordo com o Gráfico 1, Monod é a equação cinética que tem o crescimento microbiano mais rápido. Isto ocorre devido às considerações de cada uma das propostas cinéticas. Monod propõem um crescimento sem inibição, enquanto que Andrews prevê a inibição pelo substrato, implícita na constante de inibição K_i , ou seja, a fase lag deste último é mais prolongada.

A fase exponencial, entretanto, conforme Gráfico 2, depois de iniciada, chega a um valor máximo semelhante, aproximadamente 3.473 mgSSV/L. Ou seja, apesar de haver defasamento no tempo (*time shift*), no regime estacionário esta diferença não é significativa. Passados 10 dias, a diferença da concentração de microrganismos do modelo de Monod para o de Andrews é de 267 mgSSV/L, tendendo a zero após 50 dias (Gráfico 2).

Santos (2007) utiliza Monod e Andrews para avaliar a toxicidade do fenol de um efluente industrial tratado por lodos ativos. Em seu estudo, Santos utiliza as constantes cinéticas para estudar a inibição no crescimento devido à presença do substrato fenol. Segundo a autora, os resultados obtidos mostraram que o modelo de Andrews foi capaz de ajustar os dados experimentais de todos os ensaios com grande eficiência, sendo o K_i encontrado para inibição por fenol 171,56 mg/L, valor baixo que justifica a inibição do crescimento do lodo pela presença do composto tóxico.

Além disso, Santos (2007) testou a utilização de tensoativos¹ para reduzir a concentração dos compostos orgânicos e nitrogênio amoniacal de efluentes de refinarias de petróleo (já que tensoativo facilitam a degradação dos orgânicos dispersos), de modo que a água resultante deste tratamento pudesse ser reaproveitada para irrigação e abastecimento urbano. O autor encontrou valores de K_s para Monod 103,5 mg/L e para Andrews, K_s é 222,5 mg/L, e K_i 1.979,4 mg/L, demonstrando que o tensoativo apresenta baixa toxicidade ao lodo ativo e explicando que ambos os modelos estudados se mostraram satisfatórios na descrição da cinética de consumo de oxigênio pelo lodo ativo.

Scuras, Jobbagy e Grady (2000) avaliaram os efeitos das constantes cinéticas na eficiência do tratamento por lodos ativos e afirmam que tais parâmetros só influenciam quando o tempo de retenção de biomassa necessário para conseguir a concentração final de microorganismos exceder de 1 a 3 dias requerido para produzir um lodo sedimentável. Tais autores concluíram que Monod deve ser utilizado para o projeto e a operação de biorreatores sem inibição e Andrews para substratos inibidores, pois se ajustam melhor a estas condições.

Reginatto et al. (2008), que também estudou efeitos de ajustes cinéticos na eficiência de tratamento por lodos ativos, concluiu que o modelo de Andrews se adequou mais aos resultados encontrados do que o de Monod, devido ao termo de inibição K_i , pois o substrato possuía compostos nitrificantes inibidores. O valor de K_i relatado foi 36 mgN-NH₄/L. Em uma segunda etapa do processo realizado, quando a biomassa supera a inibição pelo substrato, K_i é muito grande (6581 mgN-NH₄/L) e Andrews iguala-se a Monod (Reginatto et al., 2008).

O Gráfico 3 mostra o resultado da simulação dos efeitos da variação da constante de saturação de Monod e da velocidade máxima de crescimento. Estes valores dependem de vários fatores como o tipo de efluente, o substrato limitante e a temperatura. Variou-se assim o K_s de 25 para 300 mg/L e μ_{max} de 6 para 3 d⁻¹, como sugerido por Schmidell et al. (2007), conforme Tabela 12.

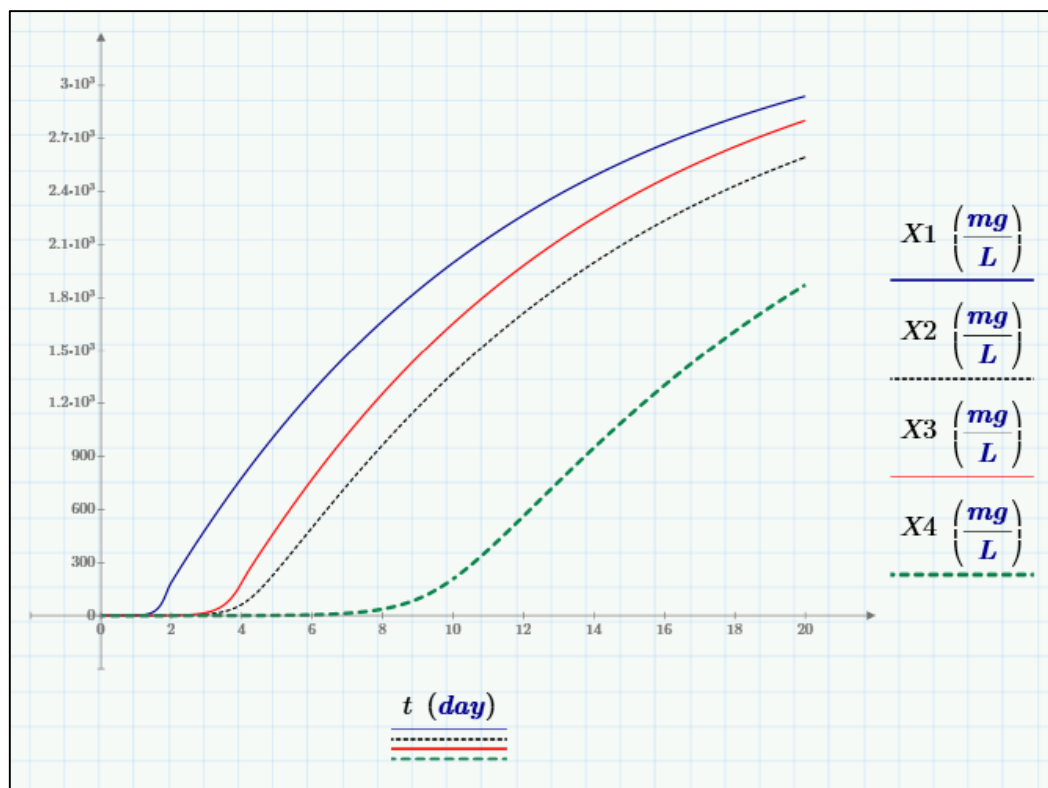
¹ Os agentes tensoativos são constituídos de moléculas ditas anfífilas compostas de duas partes: uma lipofílica ou hidrofóbica (estrutura hidrocarbônica), que tem afinidade pelos óleos e outra hidrofílica que tem afinidade pelas superfícies polares, que ligam-se às interfaces ar-água, óleo-água, ou sólido-água quando em soluções aquosas, lhe damos o nome de surfactante (Santos, 2009).

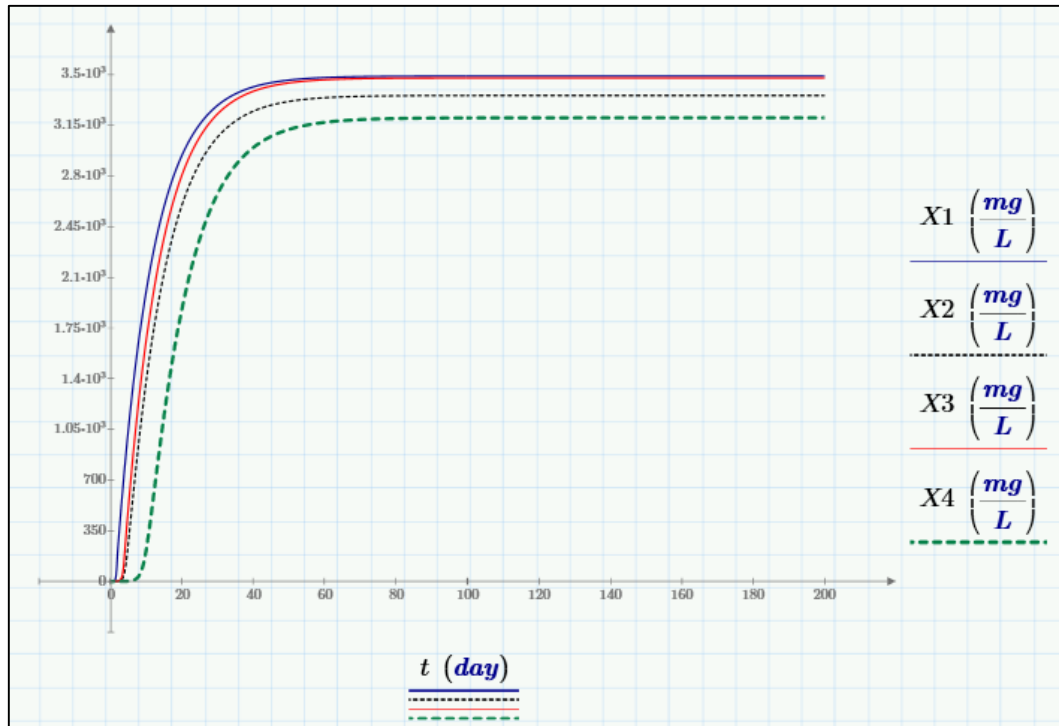
Tabela 12 – Valores simulados de K_s e μ_{max}

CONCENTRAÇÃO DE BIOMASSA (mg/L)	K_s (mg/L)	μ_{max} (d ⁻¹)
X1	25	6
X2	300	6
X3	25	3
X4	300	3

Fonte: Schmidell et al. 2007

Gráfico 3 – Simulação variação das constantes cinéticas de Monod para intervalo de integração de 0-20 dias

Gráfico 4 – Simulação da variação de K_s e μ_{max} para intervalo de integração de 0-200 dias



No Gráfico 3, pode-se observar que as curvas de X1 e X3 se assemelham pelo crescimento exponencial mais expressivo e mais rápido que em X2 e X4, em que o crescimento é mais suave. Isto se deve à variação da constante de saturação de Monod. Quando K_s é menor (casos de X1 e X3), igual a 25 mg/L, existe uma menor contribuição da fase lag, ou seja, uma maior dissociação enzimática. Observa-se também que, para um mesmo K_s , X1 cresce mais rápido e mais do que X3, devido ao maior μ_{max} , ou seja, como o limite para o crescimento é maior, X1 cresce mais.

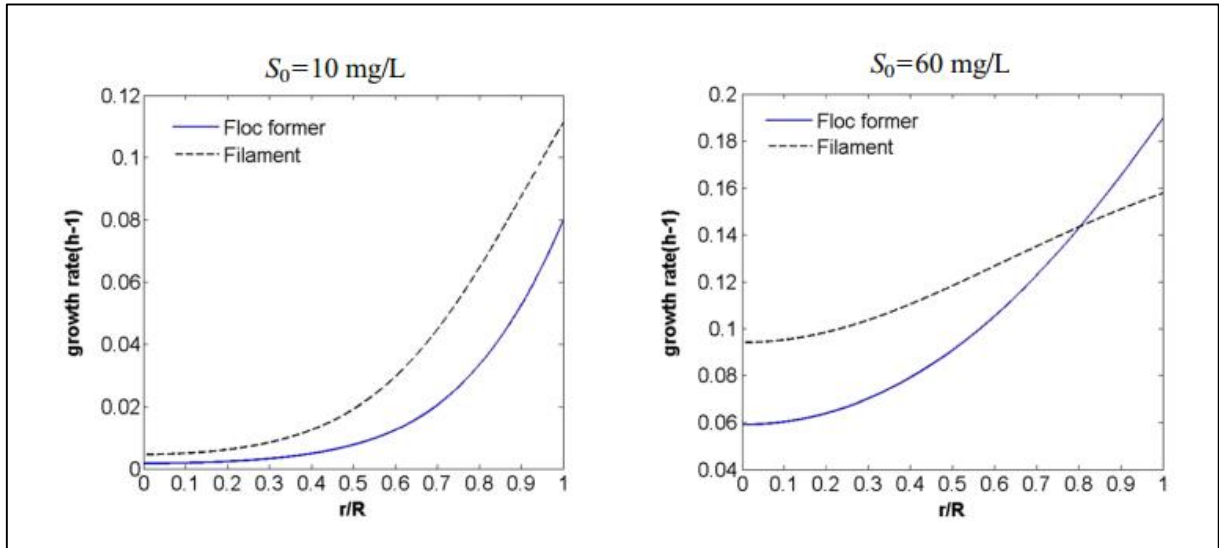
Além disso, a simulação permite comparar a união dos dois parâmetros. Para a combinação de menor K_s e maior μ_{max} (X1) o início de crescimento ocorre logo no primeiro dia e tem o maior crescimento, atingindo 3.491 mgSSV/L, enquanto que, para a combinação de maior K_s e menor μ_{max} (X4), o crescimento só inicia no sexto dia e de forma suave, e tem o menor crescimento, atingindo 3.203mgSSV/L. Diferente da variação da equação cinética, a mudança nas constantes cinéticas alteram o resultado final do regime permanente (Gráfico 4). A diferença entre X1 e X4, em regime estacionário, é de aproximadamente 287 mg/L. Dobrar a velocidade de crescimento exponencial provoca um aumento significativo no crescimento dos microrganismos, enquanto que aumentar a constante de Monod indica uma redução do crescimento.

Franzote (2008) avaliou diferentes parâmetros cinéticos para diferentes tipos de microrganismos em efluente doméstico. As bactérias filamentosas, com K_s e μ_{max}

respectivamente 200 mg/L e 16,8 d, são favorecidas em baixa concentração de substrato, e as formadoras de flocos, com K_s e μ_{max} respectivamente 400mg/L e 26,4 dias, se desenvolvem melhor em altas concentrações de substrato. Ou seja, por terem um K_s maior, as formadoras de flocos demoram mais na fase lag, mas possuem um maior limite de crescimento, ou seja, se desenvolvem mais do que as com menor μ_{max} .

No mesmo estudo, Franzote (2008) estudou bactérias livres ($K_s=15$ mg/L e $\mu_{max}=7,2$ d⁻¹) e bactérias formadoras de flocos ($K_s=10$ mg/L e $\mu_{max}=12$ d⁻¹) e observou que, variando a concentração do substrato, o crescimento das bactérias livres sofre mais alterações do que as bactérias formadoras de flocos. Ou seja, a bactéria com maior K_s é mais sensível a alterações na concentração do substrato limitante. Esse resultado foi semelhante ao obtido por Lou e Jeong (2015), em que as bactérias filamentosas ($K_s=8$ mg/L e $\mu_{max}=4,8$ d⁻¹) cresceram mais que as bactérias formadoras de flocos ($K_s=65$ mg/L e $\mu_{max}=14,4$ d⁻¹), para substratos em baixas concentrações ($S=10$ mg/L), enquanto que o oposto foi encontrado para altas concentrações (60 mg/L), como pode ser observado na Figura 19.

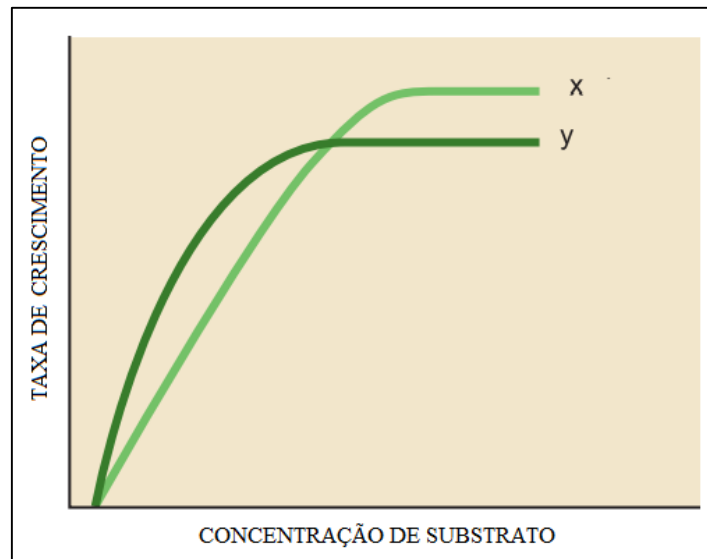
Figura 19 – Resultados de Lou e Jeong (2015) para diferentes concentrações de substrato



Fonte: Lou e Jeong (2015)

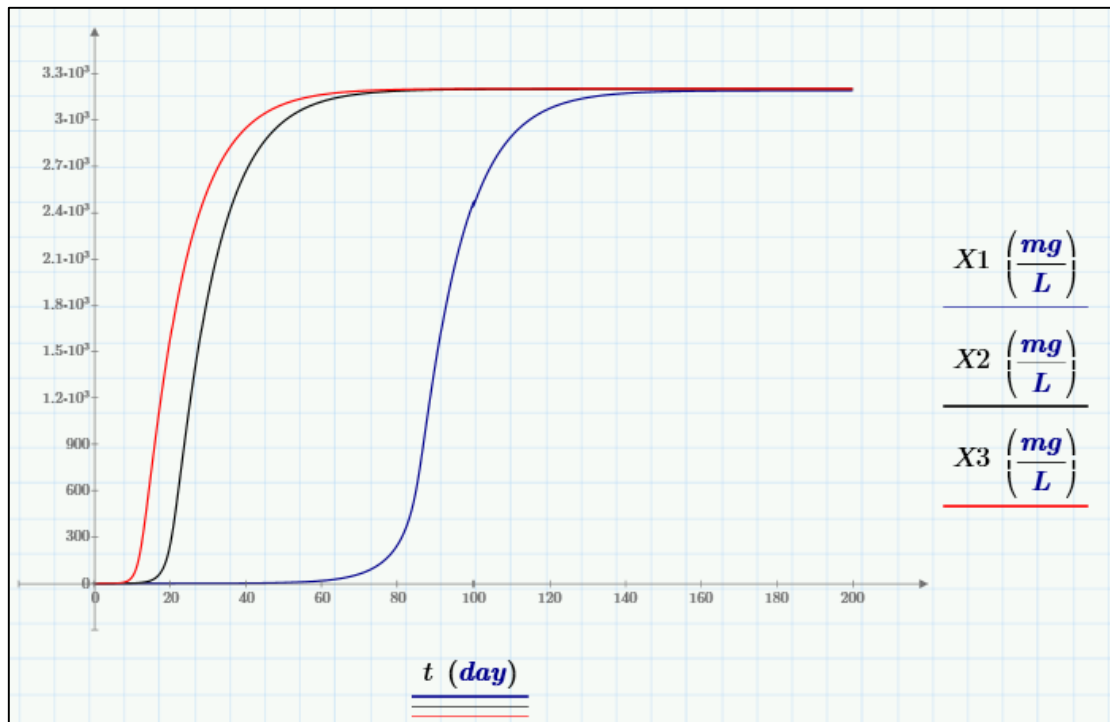
Isto também é explicado por Davies (2005) conforme Figura 20, em que a espécie de microrganismos X tem uma maior taxa de crescimento exponencial do que a espécie Y, porém, Y tem uma maior afinidade pelo substrato do que X, a baixas concentrações do substrato.

Figura 20 – Comparação do crescimento biológico de acordo com a concentração de substrato



O Gráfico 5 mostra o resultado da simulação dos efeitos da variação da constante de inibição de Andrews. X1 corresponde a um K_i com valor 25 mg/L e X2 e X3, respectivamente, 100 e 400 mg/L. à medida que K_i aumenta, o crescimento ocorre de forma mais acelerada, ou seja, a inibição pelo substrato diminui. Enquanto que X3 inicia o crescimento em menos de 10 dias, X1 demora mais de 50 dias. Apesar de demorar mais na fase lag, quando o crescimento é estabilizado, a concentração de microrganismos é semelhante, aproximadamente 3.200 mg/L, para as condições iniciais, conforme Tabela 8.

Gráfico 5 – Simulação do efeito da constante de inibição de Andrews



5.2. Efeito do tipo de efluente

Utilizando os valores da Tabela 10, obtiveram-se as curvas de crescimento de biomassa como mostra o Gráfico 6 e o Gráfico 7, para quatro diferentes tipos de efluentes.

Gráfico 6 – Simulação de diferentes tipos de efluente

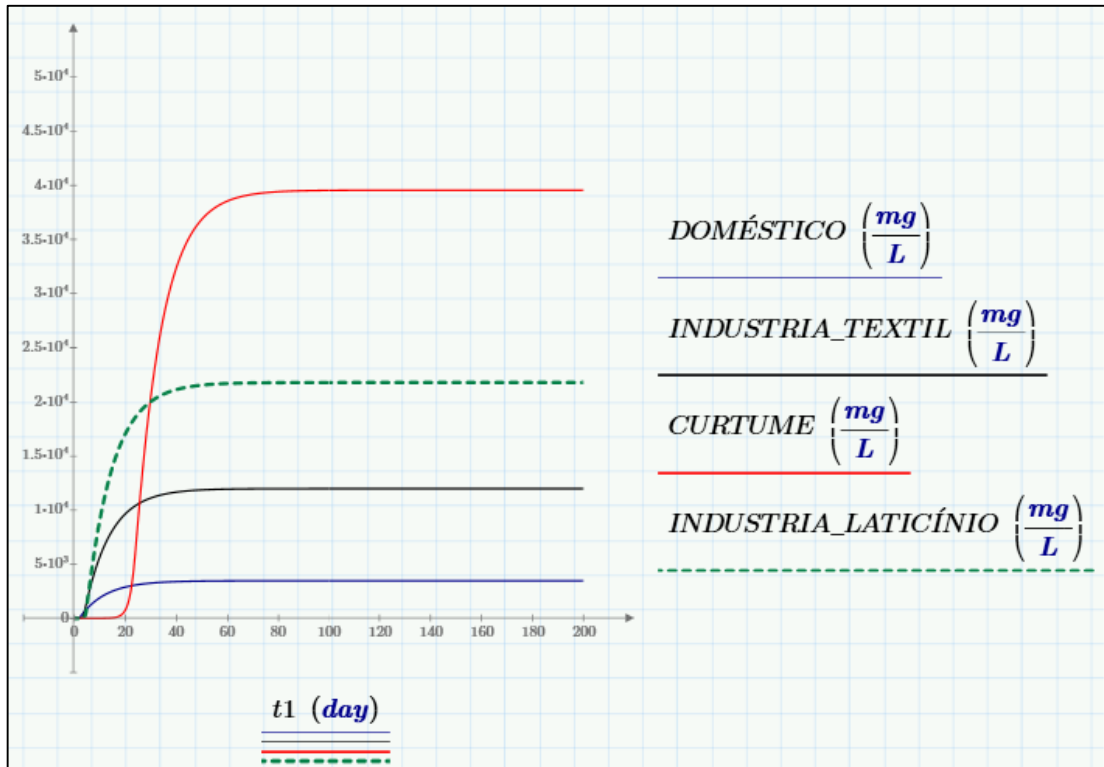
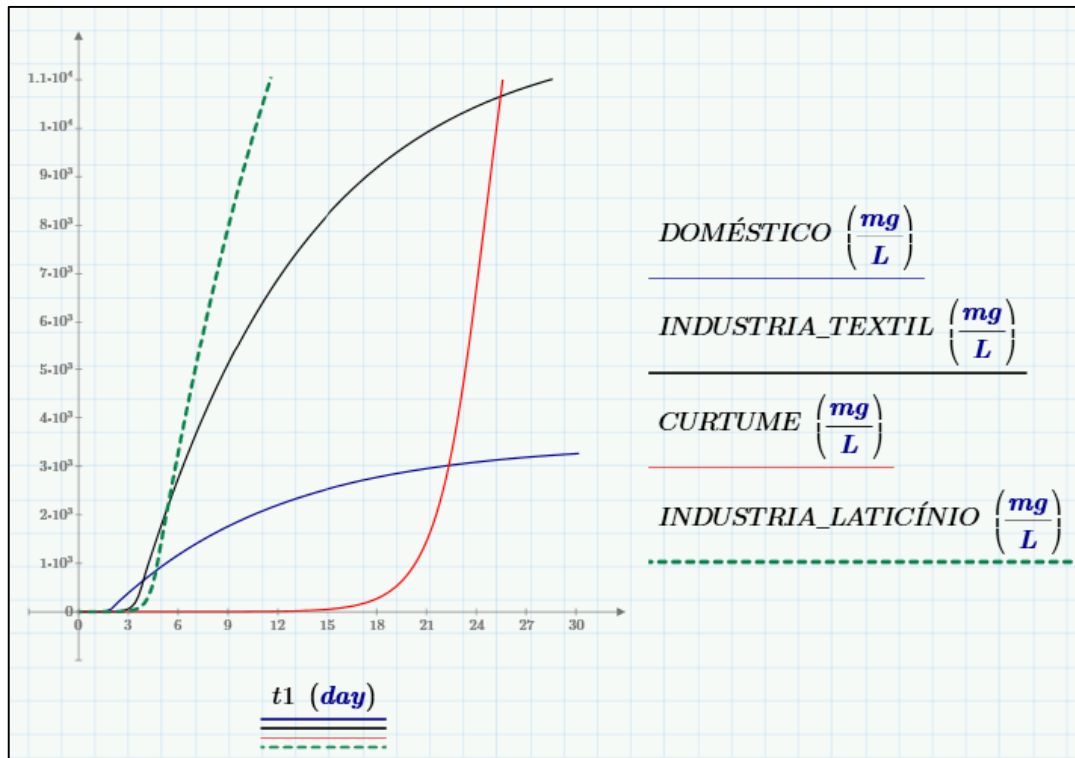


Gráfico 7 – Detalhe da fase inicial da simulação apresentada no gráfico anterior



Apesar de os parâmetros cinéticos serem distintos, a eficiência do tratamento foi maior que 95% em todos os tipos de efluentes, para as condições simuladas. O crescimento final (em regime estacionário) foi diretamente proporcional à quantidade inicial de substrato; quanto maior a carga orgânica inicial, maior a concentração da biomassa em regime estacionário.

De acordo com o Gráfico 6, o efluente doméstico é o que resulta em menor teor de biomassa final (3.474 mg/L), porém, conforme mostra o Gráfico 7, é o que propicia o crescimento mais cedo (pouco mais de um dia). Isto se deve aos seguintes fatores: menor concentração inicial de substrato (200 mg/L), maior taxa de crescimento exponencial (μ_{max}) e menor constante de saturação (K_s). Ferreira, Cunha e Roque (2008) analisaram o tratamento por lodos ativos com aeração prolongada nas ETEs Penha e Ilha do Governador no Rio de Janeiro, cuja DBO de entrada é aproximadamente 460 mg/L e encontraram uma concentração média de sólidos suspensos na saída do reator aeróbio igual a 4.200 mg/L.

Ferreira e Coraiola (2008) avaliaram a eficiência de uma ETE com processo biológico do tipo lodo ativo e encontraram valores máximos de SSV no tanque de aeração de 3.800 mg/L e de 6.950 mg/L no lodo de reciclo. Swapnil e Rahul (2012) encontraram uma concentração de microorganismos igual a 2.102mg/L para apenas 8h de tratamento de lodo doméstico por lodos ativos. Tais resultados corroboram com o simulado neste trabalho.

A indústria têxtil se comporta de forma semelhante ao efluente doméstico, apesar de demorar 3 dias para iniciar seu crescimento e alcançar um valor máximo de concentração de microrganismos de 18.020 mg/L. Segundo Pôrto (2002), os efluentes desse tipo de indústria possuem uma grande variabilidade de vazão e características físico-químicas, toxicidade e salinidade elevadas, cor intensa, altos teores de surfatantes e de compostos lentamente biodegradáveis. Assim, somente o tratamento por lodos ativos não é suficiente, mesmo com otimização do sistema, sendo eficiente apenas na remoção da matéria orgânica biodegradável. Para um sistema de lodos ativos em batelada, o autor encontrou eficiência de 98%, para idade do lodo de 20 dias, encontrou concentração de biomassa no ultimo biorreator igual a 8.568 mg/L. Andrade (2003) avaliou métodos de remoção da cor do efluente têxtil de uma indústria em Blumenau (SC) e os efeitos na biomassa, sendo encontrado que a adição do polímero para remoção de cor aumentou em 20% a biomassa, um total de 4.916 mgSSV/L. Isto ocorreu devido à redução do teor de substratos inibidores do crescimento. Dados de parâmetros cinéticos para esse tipo de indústria são raros, pois é um efluente bastante complexo contendo inibidores de crescimento microbiano, o que não foi possível avaliar nesta modelagem matemática. Modelou-

se sob a hipótese de apenas um substrato inibidor. Assim, o resultado encontrado não corroborou com os valores da literatura pois foi um valor muito alto, na prática, não se opera com tamanha concentração, este valor encontrado é o alcançado apenas em teoria. Na operação, descarta-se mais lodo e reduzir-se a razão de reciclo.

O efluente de curtumes possui carga orgânica inicial muito alta (no caso desta simulação, 1.825mg/L) e, apesar de μ_{max} ser muito pequeno ($0,9 d^{-1}$) e K_s grande (133 mg/L), após vencerem a inibição (cerca de 20 dias), o sistema tem potencial para alcançar concentrações de biomassa de 39.560 mg/L. Gomes (2006) determinou parâmetros cinéticos para um efluente de curtume e encontrou valores diferentes do sugerido por Schmidell et al. (2007). Um maior μ_{max} , menor Y , menor K_d e muito maior K_s , resultaram na produção de biomassa de 5.000 mg/L na saída do clarificador. Já para Orhon et. al (1998), o μ_{max} é mais próximo do valor obtido por Orhon et. al (1998) e o Y é mais semelhante ao relatado por Schmidell et al. (2007). As diferenças encontradas na literatura são comuns, pois não há uniformidade de composição nem tampouco da microbiota. Orhon, Genceli e Sözen (2000) encontraram valores de crescimento microbiano diferentes quando analisaram o efeito de inibição pelo cromo e pelo cloreto. Ou seja, assim como no caso das indústrias têxteis, a modelagem deste tipo de efluente, para ser mais realista, deve incluir outros substratos com parâmetros cinéticos específicos.

Por fim, o efluente da indústria de laticínios, também possuem concentração de substrato inicial elevada (1.276 mg/L), porém, diferente da indústria de curtume, possuem valor mais elevado de μ_{max} ($3,5 d^{-1}$) e K_s (340 mg/L). Assim, seu crescimento de biomassa é mais rápido, em torno de 3 dias, e tem potencial para atingir concentração final de 21.810 mg/L. Daniel (2008), encontrou eficiência maior que 95% em três diferentes ETEs de indústrias de laticínios que utilizam lodos ativos, sendo que o sistema aeróbio de lodo ativo convencional que operava com maior carga orgânica, apresentou maior eficiência na remoção de DBO e DQO, ou seja, a eficiência aumenta pois a biomassa no biorreator consegue degradar ainda mais substratos se for oferecido. Lateef, Chaudhry e Ilyas (2013), estudaram a cinética deste efluente no tratamento por lodos ativos e encontraram valores diferentes dos publicados por Schmidell et al. (2007), maiores valores de K_s , Y e μ_{max} e um menor valor de K_d . De modo semelhante ao simulado, a eficiência de tratamento real foi maior que 90%. O teor de biomassa na saída do reator foi de aproximadamente 651 mgSSV/L, para idade do lodo 9 dias (Lateef, Chaudhry e Ilyas, 2013). Assim, percebe-se que, para calibrar melhor o modelo, testes em laboratório com

o efluente são essenciais, pois determinam de forma adequada a cinética de biodegradação do efluente.

5.3. Efeito da idade do lodo

Para observar os efeitos que a idade do lodo provocam no crescimento dos microrganismos, foram simuladas as seguintes condições: operação sem reciclo (mudança no balanço de massa); idades do lodo iguais a 5, 10 e 25 dias e sem purga (idade do lodo tende ao infinito), obtendo-se respectivamente X1, X2, X3, X4 e X5, conforme Gráfico 8 e Gráfico 9.

Gráfico 8 – Simulação da variação da idade do lodo

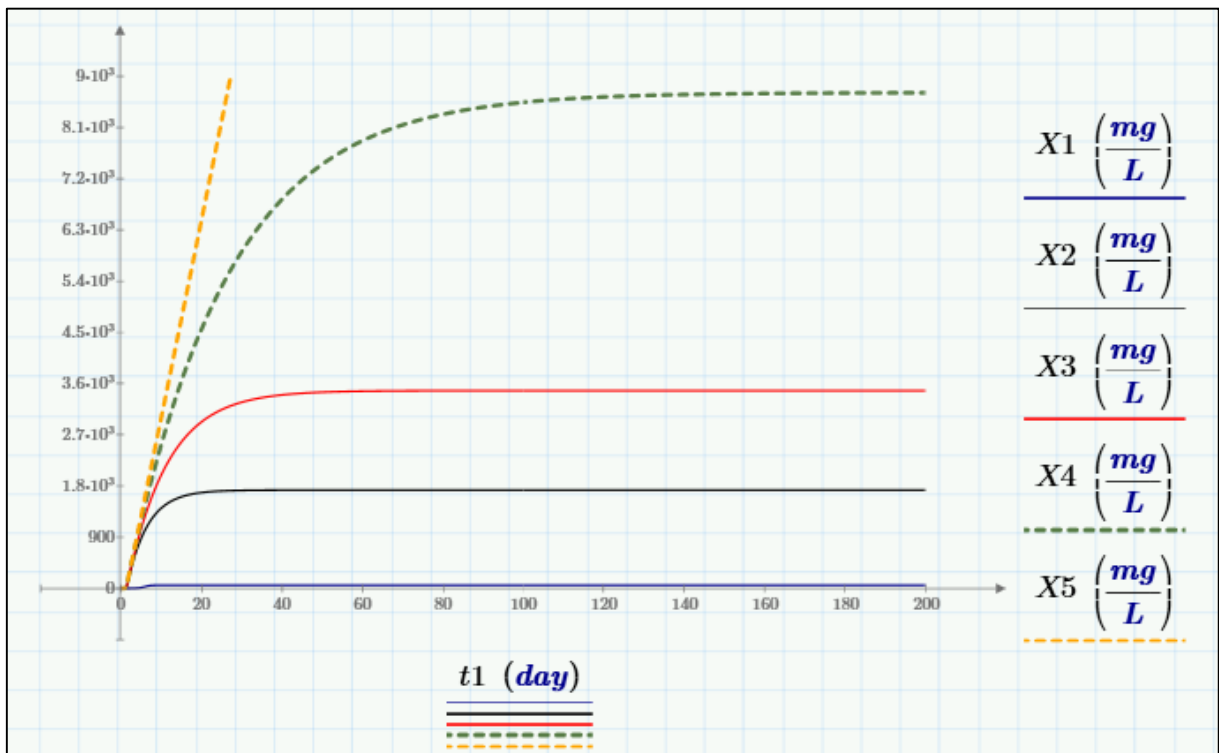
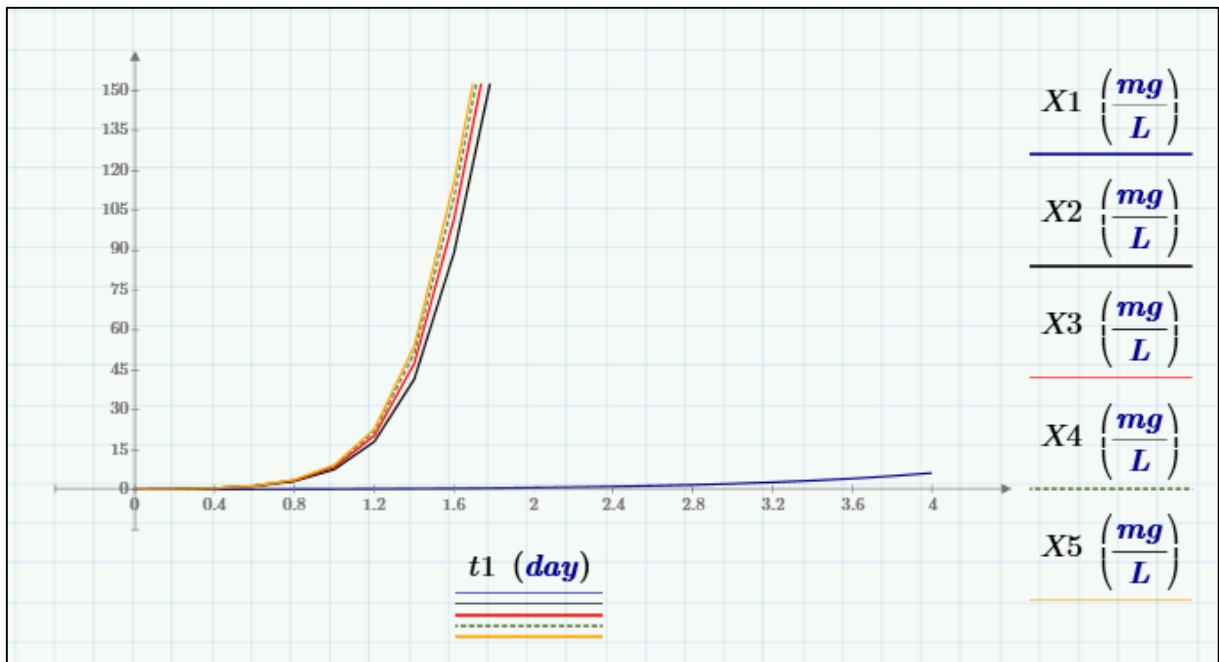


Gráfico 9 – Detalhe do gráfico anterior para a fase inicial



De acordo com o Gráfico 8, a concentração final de microrganismos aumenta à medida que a idade do lodo aumenta e, de acordo com o Gráfico 9, a variação da idade do lodo não influencia de forma significativa o início deste crescimento, iniciando todas com menos de 2 dias exceto para X1, que, por não ter reciclo, demora muito mais na fase lag, iniciando o crescimento exponencial em 4 dias. Para o caso sem recirculação de lodo (X1), a concentração final é 56,15 mg/L, enquanto que, para o caso sem purga (X5), ou seja, todo o lodo na saída do sedimentador é recirculado, esta concentração tende a infinito.

Gomes (2006) conclui que quanto maior a idade do lodo, maior o crescimento da biomassa, sendo a idade inicial testada 0,73 d, correspondendo a 746 mgSSV/L, até 2,78 d com 1.500 mgSSV/L. Pollice, Tandoi e Lestingi (2001), variam a idade do lodo (10, 14 e 40 dias) no estudo para observar o efeito provocado na oxidação de nitrito e nitrato, quando a concentração de OD não é um fator limitante. Observam que para a idade do lodo de 40 dias a concentração de nitrito é aproximadamente zero e a maior oxidação de amônia é registrada.

Apesar de ter um maior crescimento microbiano, a eficiência de remoção da DBO é igual para X3 e X4 (99%), um pouco menor para X2 (97%) e muito baixa para X1 (56%). Lovett, Travers e Davey (1983), variam a idade do lodo em 5, 10 e 20 dias e concluem que a eficiência de remoção da matéria orgânica é menor para 5 dias, porém não é diferente entre 10 e 20.

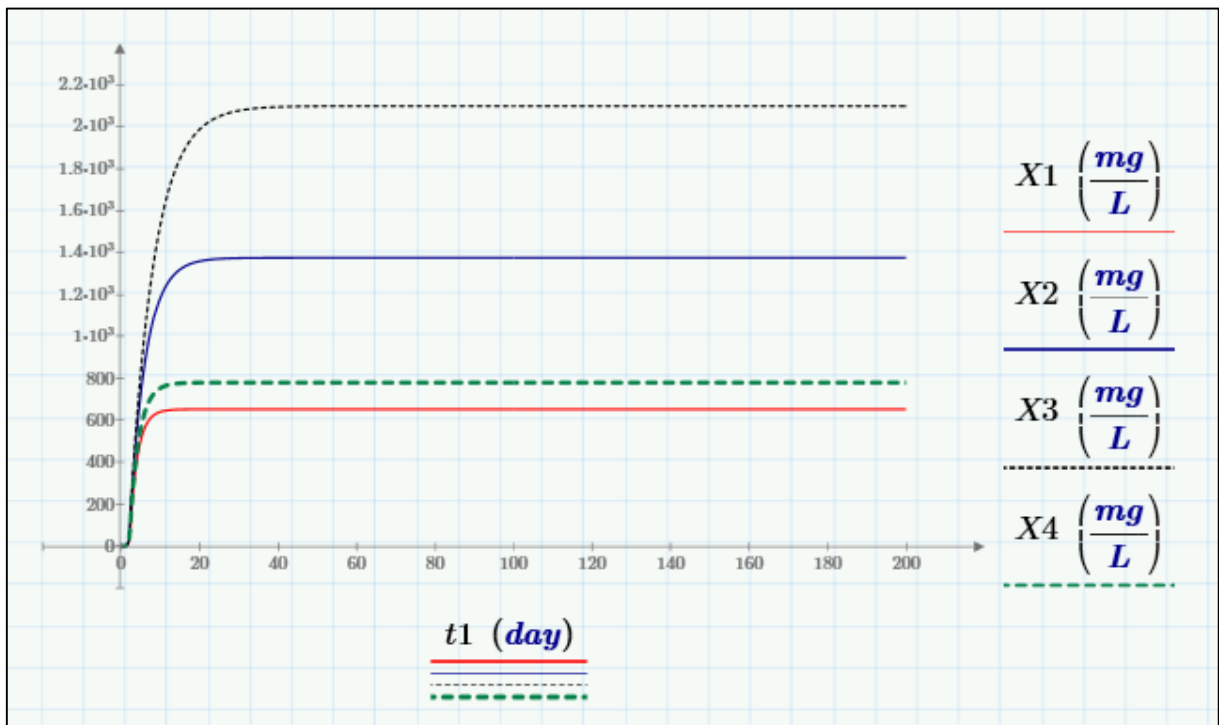
5.4. Efeito da razão de reciclo

Variaram-se as constantes no balanço alternativo conforme Tabela 13 e obtiveram-se os resultados apresentados no Gráfico 10.

Tabela 13 – Valores simulados das constantes do balanço alternativo

SIMULAÇÃO	a	PORCENTAGEM DE VAZÃO DE RETORNO	p	EFICIÊNCIA DA SEPARAÇÃO NO CLARIFICADOR
X1	0,63	63%	1,5	33%
X2	0,65	65%	1,5	33%
X3	0,214	21,4%	4,5	77,8%
X4	0,20	20%	4,5	77,8%

Gráfico 10 – Simulação da variação das constantes do balanço alternativo



A variação das constantes no balanço alternativo, relacionadas com a razão de reciclo e com o fator de separação não alteram o regime transiente do crescimento bacteriano. No Gráfico 10, fica claro que todas as curvas iniciam o crescimento em um mesmo tempo, pouco mais de um dia, porém, para um intervalo de integração maior, percebe-se que o crescimento é limitado, variando à medida que se altera o valor dessas constantes.

O maior crescimento foi observado para o X3, aproximadamente 2.099 mg/L, em que se tem os maiores valores de p e de a (comparando com o mesmo $p=4,5$), neste caso a eficiência

foi 98,8%. Enquanto que o menor crescimento foi X1, aproximadamente 650 mg/L, em que se tem os menores valores para p e para a (comparando com o mesmo $p=1,5$), com eficiência de 96%. Percebe-se que quando se aumenta a concentração de microrganismos com reciclagem de lodo, no caso 4,5 vezes a concentração que sai do reator (X3 e X4), diminui-se a inibição e o crescimento da biomassa alcança valores maiores comparados a uma menor razão de reciclo, ou seja, processos de separação mais eficientes após o tratamento aeróbio, proporcionam maiores taxas de reciclo.

Cao, Bassin e Dezotti (2014) concluíram em seu estudo sobre a influência da razão de reciclo no desempenho de um sistema de reator de leito móvel com biofilme, aplicado à pré-desnitrificação, que a eficiência de remoção de nitrogênio esteve diretamente relacionada à razão de reciclo de nitrato a partir do reator aeróbio para o anóxico. Hosseini et. al (2008) também encontraram em seu estudo de efluentes tratados por lodos ativos que a razão de reciclo influencia diretamente o crescimento bacteriano e conseqüentemente a eficiência do tratamento, para idade do lodo de 9 dias, e razão de reciclo 0,3 obteve-se uma concentração de biomassa igual a 3.700 mg/L, enquanto que, com a mesma idade do lodo, para razão 0,8, 5.320 mg/L, migrando de uma eficiência de 83% para 92%. Levy (2007) encontrou, para razão de reciclo igual a 0,2, aproximadamente 1.500 mg/L, enquanto que, para uma razão de 0,5, o teor de biomassa subiu para 2.600mg/L.

O Gráfico 10 também ilustra que pequenas variações na constante a interferem no crescimento microbiano. Para um mesmo valor de p ($p =1,5$), X1 ($a =0,63$) alcançou valor menor que X2 ($a =0,65$), sendo a diferença aproximadamente 725 mg/L, e, para $p =4,5$, X3 ($a =0,214$) e X4 ($a =0,20$), a diferença foi de 1.321 mg/L. À medida que a eficiência do clarificador aumenta, pequenas variações na percentagem de vazão de retorno do lodo são significativas, 1,4% a mais (comparando X3 e X4) da vazão de saída do reator que retorna ao processo causa um aumento significativo. Ou seja, para maiores concentrações de microrganismos no reciclo, o aumento da quantidade que retorna para o processo é cada vez mais significativa no resultado final. Isso foi constatado também por Levy (2007), em que para um dado valor da concentração de sólidos no reciclo (que depende da eficiência da separação no sedimentador), a conversão apresenta comportamento assintótico para altos valores da razão de reciclo e que quanto maior a razão de reciclo, maior o fator de separação do sedimentador requerida para que o sistema atenda as condições mínimas de concentração de biomassa no reator. Segundo a mesma autora,

em sistemas reais é praticamente impossível atingir valores de reciclo superiores a 0,2, devido a limitações operacionais, como potência da bomba e sedimentação adequada do lodo.

5.5. Efeito da inibição pelo oxigênio

A disponibilidade de oxigênio para que as reações de degradação ocorram dependem primeiramente da injeção de oxigênio no reator. Isso ocorre, de acordo com a Figura 15, pela aeração do biorreator. Nas simulações realizadas, por hipótese, a aeração foi por ar difuso, com vazões de 2,5; 5; 10 e 30 m³/h, correspondendo, respectivamente à X1, X2, X3 e X4. Tomou-se como base a vazão utilizada por Schmidell et al. (2007) de 10 m³/h.

O Gráfico 11 mostra que a variação dos valores da vazão de entrada de oxigênio no tanque de aeração influencia o desenvolvimento das bactérias. A Tabela 14 mostra os valores máximos para a concentração de microrganismos, substrato, oxigênio e a eficiência do tratamento para as quatro vazões simuladas.

Gráfico 11 – Simulação do efeito da vazão de aeração do biorreator

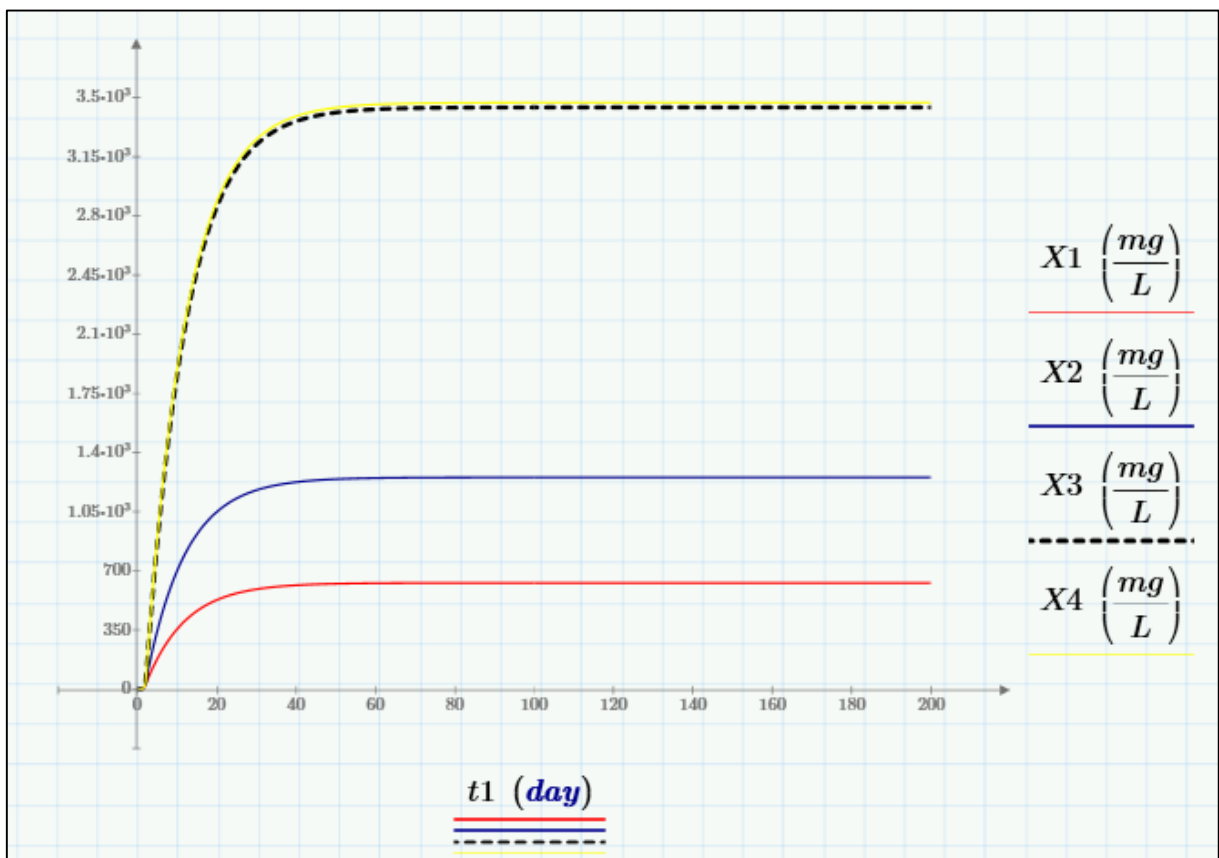


Tabela 14 – Resultado da simulação de valores de vazão de entrada de oxigênio

SIMULAÇÃO	Concentração de biomassa (mg/L)	Concentração de substrato (mg/L)	Concentração de oxigênio (mg/L)	Eficiência do tratamento (%)
X1	628,4	164,1	0,015	17
X2	1.252	128,5	0,016	35,7
X3	3.442	3,473	0,38	98
X4	3.470	1,866	3,05	99

O menor crescimento X1 (628 mg/L) é observado para a menor vazão (2,5 m³/h) e menor concentração final de oxigênio, o que indica que os microrganismos utilizaram o máximo de oxigênio, mas que não foi suficiente para que pudessem se desenvolver de forma plena, sendo então inibidos pela baixa disponibilidade de oxigênio. Assim, não puderam também degradar toda a matéria orgânica, diminuindo a eficiência para 17%. Neste caso, poderá ocorrer o desenvolvimento de bactérias facultativas, cuja cinética de ação deve diferir da que foi utilizada no estudo.

O maior desenvolvimento da biomassa foi observado tanto para X3 (10 m³/h) quanto para X4 (30 m³/h), o que indica que no reator a quantidade de oxigênio disponível para os microrganismos alcança saturação em torno do valor de X3, pois, mesmo aumentando significativamente a vazão, não ocorrem mudanças no crescimento microbiano. As eficiências de X3 e X4 foram muito próximas, porém a concentração final de oxigênio para X3 é aproximadamente 8 vezes menor que para X4. Ou seja, os microrganismos utilizaram todo o oxigênio biodisponível e desenvolveram-se sem ser influenciados pela falta deste inibidor, e o que eles não utilizaram segue dissolvido para o sedimentador.

Maiorano et al. (2005), variaram a vazão de aeração em um biorreator e observaram a concentração do substrato (fenol). De acordo com o artigo, a variável estudada foi a vazão de aeração, cujos valores variaram em 0,7; 1,6 e 2,3 m³/(m³.min) (vvm). A concentração de fenol no efluente diminuiu com o aumento da vazão de aeração até cerca de 1,6 vvm, após a qual um grande aumento da vazão de aeração não resulta em diferença significativa da redução da concentração deste substrato inibidor. Costa, Ferreira e Haandel (2006), que estudaram a influência da interrupção da aeração na atividade das bactérias para metabolizar o material orgânico e oxidar compostos como a amônia, concluíram que a capacidade metabólica sofre uma redução gradual à medida em que se aplica período mais longo sem aeração. Este tipo de

estudo é importante para diminuir custos de operação, ou seja, saber uma vazão de oxigênio ótima e tempos que o reator pode ficar sem oxigenação, sem perder rendimento.

5.6. Simulação da ETE da UFS

Para simular a ETE da UFS, adotaram-se dois cenários:

- O cenário ideal, no qual o tratamento secundário por lodos ativos é completo, ou seja, com aerador e sedimentador, sendo primeiramente utilizada a idade do lodo descrita no relatório (Gráfico 12) e outra (Gráfico 13) utilizando dados da literatura, com o balanço de massa alternativo (recirculação 39% e eficiência de separação aproximadamente 60%);
- O cenário real (Gráfico 14), não existindo sedimentador, com o efluente sendo descartado logo após o aerador.

Para simular o segundo cenário, utilizou-se o balanço alternativo com α igual a 0,39 e p igual a 1 (eficiência de separação zero). A Tabela 15 resume os principais resultados das simulações. Os cálculos para esta simulação está no APÊNDICE A deste documento.

Gráfico 12 - Cenário ideal da ETE da UFS usando idade do lodo de projeto 55 dias.

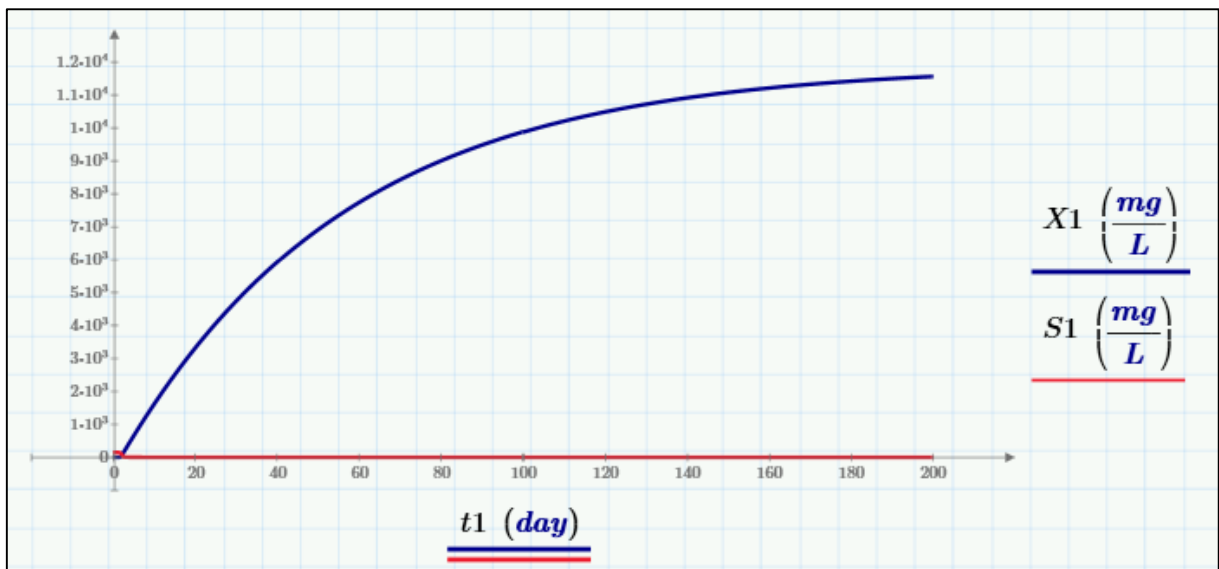


Gráfico 13 – Cenário ideal da ETE da UFS usando balanço alternativo.

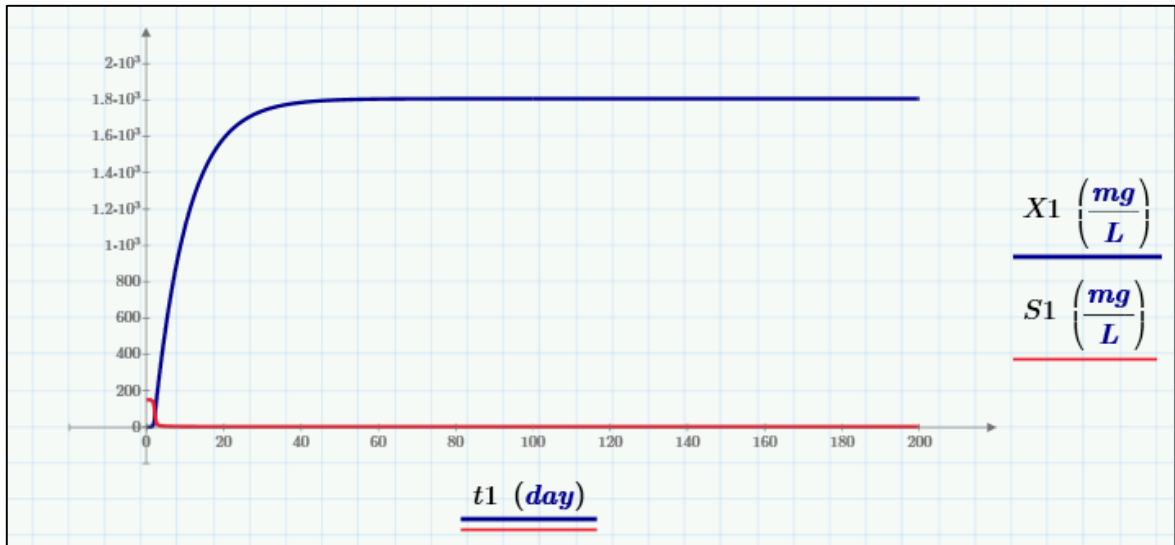


Gráfico 14 – Cenário real da ETE da UFS

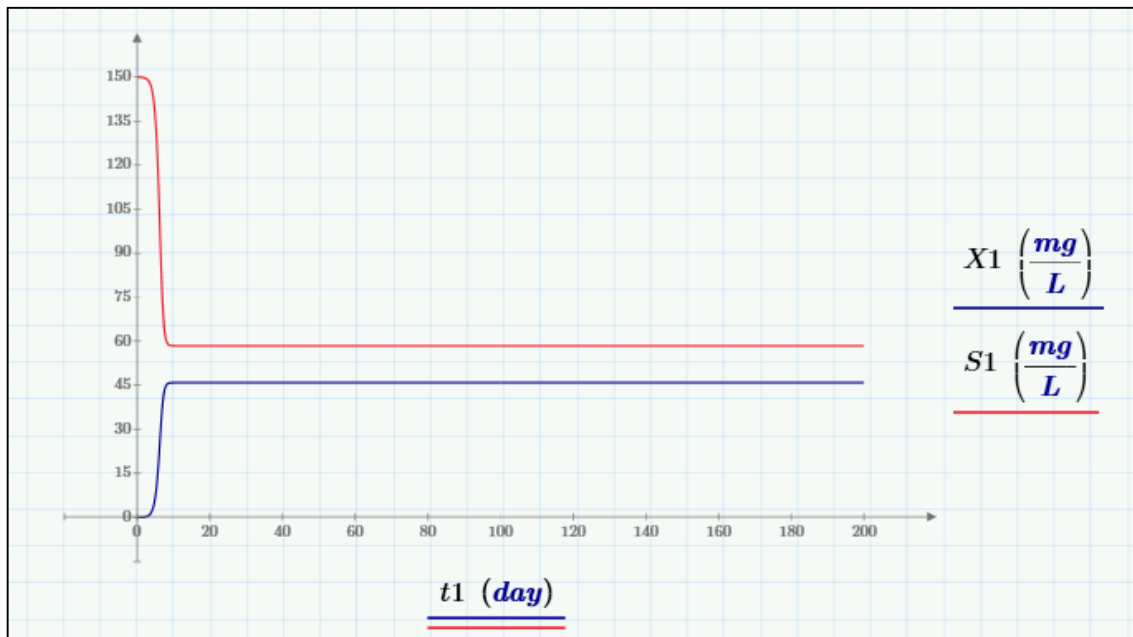


Tabela 15 – Resultado simulação para a ETE da UFS

SIMULAÇÃO	Concentração de biomassa (mg/L)	Concentração final de substrato (mg/L)	Eficiência do tratamento (%)
Cenário 1 para idade do lodo 55 dias	11.560	0,798	99
Cenário 1 para reciclo 39% e eficiência de separação 60%	1.808	1,84	98
Cenário 2	45,8	58	61

No Gráfico 12, o crescimento bacteriano alcança 11.560 mg/L (devido à idade do lodo muito grande), e eficiência 99%. Porém, essa idade do lodo é improvável, visto que nem lodos ativos com aeração prolongada atingem esse tempo (Tabela 1). Assim, simulou-se utilizando uma taxa de recirculação típica e uma eficiência de separação comum para clarificadores por gravidade. A simulação da segunda linha da Tabela 15 tem a eficiência similar à primeira simulação, porém os microorganismos não crescem tanto. Já no Gráfico 14, a biomassa só cresce para concentração igual a 45,8 mg/L e eficiência igual a 61%. Tal eficiência é ainda menor quando, pelo fato de não haver separação, a biomassa também compõem o efluente descartado e, segundo a estequiometria da Equação 3, 45,8 mgSSV/L correspondem a 64,8 mgDBO/L. Assim, a carga orgânica no efluente final é, na verdade, 122,8 mg/L, reduzindo a eficiência do tratamento para apenas 18%. A falta de um sedimentador, ou outra tecnologia de separação, causa um dano grande no tratamento de efluentes por lodos ativos.

6. Conclusões

O tratamento por lodos ativos é muito eficiente. Todas as simulações apresentaram eficiências de remoção de matéria orgânica carbonácea maiores que 90%, para todas as boas condições de operação. Ajustes devem ser feitos a fim de melhorar ainda mais este desempenho, como, por exemplo, diminuir o consumo de energia dos aeradores. Para avaliar tais ajustes, tanto grosseiros quanto os finos, a modelagem matemática, mesmo simplista, mostrou ser uma ferramenta importante. O modelo matemático proposto cumpriu o esperado, pois trouxe resultados que comprovaram que alterações em parâmetros de controle e de operação influenciam a eficiência do tratamento.

Este trabalho apresentou uma revisão da literatura sobre este tipo de tratamento e trouxe dados e valores típicos da literatura, focando em biorreatores aerados do tipo lodo ativo. Construiu um modelo matemático para analisar a degradação da matéria carbonácea e o desenvolvimento da biomassa com base em balanços de massa em regime transiente e cinéticas bioquímicas consagradas. Os parâmetros que alteraram o período de regime permanente (tempos longos) são os relacionados com o projeto da ETE, enquanto que os parâmetros que influenciam o regime transiente (tempos curtos) influenciam o controle e a otimização do sistema.

Simularam-se modelos cinéticos e observou-se que, apesar de influenciarem na fase lag de desenvolvimento microbiano, não ocasionaram uma influência no crescimento final da biomassa. Entretanto, alterando-se os parâmetros desses modelos cinéticos, as diferenças foram significativas. Para Monod, maior K_s e menor μ_{max} significou maior duração da fase lag e menor crescimento final. Para Andrews, maior K_i indica uma menor inibição pelo substrato limitante.

Para cada tipo de efluente, por alterar as constantes cinéticas e a concentração inicial de matéria orgânica, obteve-se resultados diferentes, sendo a maior geração de biomassa a estimada para o efluente de curtumes. Porém os resultados encontrados foram superiores ao apresentado pela literatura, demonstrando uma não adaptação do modelo para estes casos.

As variações em parâmetros de operação como idade do lodo, razão de reciclo, eficiência do separador e vazão de aeração, também mostraram que causam efeitos no tratamento. Maior idade do lodo significou maior eficiência do tratamento, apesar de, a partir de 10 dias, as eficiências serem semelhantes, existe uma diferença grande no crescimento

microbiano. Razão de reciclo e eficiência de separação do clarificador estão relacionados. Para uma grande eficiência, um pequeno aumento da razão de reciclo causa um crescimento microbiológico muito acentuado. Por fim, existe uma vazão de aeração ótima em que, acima desta, não há mudança no crescimento biológico e, se for reduzida, pode provocar deficiência no tratamento.

A última simulação referente à ETE da UFS, mostrou que o cenário atual é preocupante, pois a eficiência do processo é muito baixa, devido à ausência do sedimentador secundário. Se for construído o sedimentador, ou outra tecnologia de separação for implantada, a eficiência do tratamento será adequada, pois o dimensionamento do tanque de aeração e vazão estão adequados, mesmo para idade de lodo menor do que a estipulada no projeto da ETE, visto que idade de lodo de 55 dias não condiz com a literatura.

Modelagem matemática é uma ferramenta fundamental para o controle da eficiência de uma ETE. As possibilidades de simulações que podem ser efetuadas são infinitas, necessitando apenas a adequação do modelo e dados fidedignos dos parâmetros de entrada. Bancos de dados, principalmente para parâmetros cinéticos, ainda são uma barreira para o desenvolvimento de modelos mais robustos e especializados. Para trabalhos futuros, sugere-se o melhoramento do modelo, para incluir não apenas a matéria orgânica carbonácea, mas também processo de nitrificação e desnitrificação, além de outras simulações como o efeito da temperatura e a variação da taxa de remoção de substrato.

Referências

- 2030 WATER RESOURCES GROUP (WRG). The water resources group, background, impact and the way forward. Relatório parcial. **Fórum de Economia Mundial**. Suíça, 2012.
- ANDRADE, F. **Remoção de cor de efluentes têxteis com tratamento de lodos ativos e um polieletrólito orgânico**. Santa Catarina, 2003. Dissertação (Mestrado em engenharia ambiental). Universidade Federal de Santa Catarina.
- ADREWS, J. F. A. A mathematical model for the continuous culture of microorganisms utilizing inhibitory substrates. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 10, p. 707. 1968.
- BALMANT, W. **Concepção, construção e operação de um biodigestor e modelagem matemática da biodigestão anaeróbica**. Curitiba, 2009. Dissertação (Mestrado engenharia e ciência dos materiais). Universidade Federal do Paraná.
- BARRERA, J. C. **Modelación del sedimentador secundario en planta de lodos activados**. Chile, 2010. Trabalho de conclusão de curso. Universidad de Chile.
- BARRETO, L,V; BARROS, F, M; BONOMO, P; ADENILSON, F. R; AMORIM,A. S. Eutrofização em Rios Brasileiros. **Enciclopédia Biosfera**, Centro Científico Conhecer. Goiânia v. 9, n. 16. p.2 179. 2013.
- BRANNAN, K. P.; MURDEN, J. A. **From C++ to Mathcad: Teaching an Introductory Programming Course with a Non-Traditional Programming Language**. The College of Information Sciences and Technology. The Pennsylvania State University. Pensilvania, 2015.
- BRASIL. Ministério do Meio Ambiente, Conselho Nacional de Meio Ambiente, CONAMA. Resolução CONAMA n. 430/11, de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução n. 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente-CONAMA.. **DOU** n. 92, de 16/05/2011, p. 89.
- BRITO, L. G.; AMARAL, T. R. Método de Euler e Runge-Kutta para solução de equações diferenciais ordinárias. **Anais do Congresso de Matemática Aplicada e Computacional (CMAC Nordeste)**, 2012.
- CAO, S. M. S.; BASSIN, J. P.; DEZOTTI, M. Influência da razão de reciclo no desempenho de um sistema MBBR de pré-desnitrificação. XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química. Florianópolis, 2014.

CHAIR, H. G; MURRAY, D. R; SANFRATELLO, A. **Mathematical Modeling Handbook**. The Consortium for Mathematics and Its Applications (COAMAP). New York, 2012.

CHAPRA, S. C; CANALE, R. P. **Métodos Numéricos para Engenharia**. MC Grow-Hill Interamericana do Brasil, quinta ed., São Paulo, 2008

CHEREMISINOFF, N, P. **Handbook of Water and Wastewater Treatment Technologies**. **Butterworth-Heinemann**. Boston, 2002.

COSTA, A, G.; FERREIRA, A, F.; HAANDEL, A. Monitoramento da atividade bacteriana de um sistema de lodos ativos bardenpho por meio da respirometria. **Eng. sanit. ambient.** v.12, n1, p. 17-23. 2006.

COMPANHIA AMBIENTAL DO ESTADO DE SÃO PAULO – CETESB. Qualidade das Águas Interiores no Estado de São Paulo - Série Relatórios. Significado Ambiental e Sanitário das Variáveis de Qualidade das Águas e dos Sedimentos e Metodologias Analíticas e de Amostragem. Disponível em: <<http://cetesb.sp.gov.br/aguas-interiores/wp-content/uploads/sites/32/2013/11/variaveis.pdf>>. Acesso em: 05 de fevereiro de 2016.

CONEM. Estação de Tratamento de Esgoto da Alegria. Webpage. Disponível em: <<http://conen.com.br/projetos/ete-alegria/>>. Acesso em: 30 de abril de 2016.

DANIEL, D. D. **Avaliação de processos biológicos utilizados no tratamento de efluentes de laticínios**. Ribeirão Preto, 2008. Dissertação (Mestrado em tecnologia ambiental). Universidade de Ribeirão Preto.

DAVIES, P. S. **The biological Basis of Wastewater Treatment**. **Strathkelvin Instruments Ltd**. 2005.

DEBIASI, R. **Aplicação do modelo ASM1 em uma ETE de Lodos ativos**. Florianópolis, 2011. Trabalho de Conclusão de Curso (Engenharia sanitária e ambiental). Universidade Federal de Santa Catarina.

DIVISÃO DE DOENÇAS DE TRANSMISSÃO HÍDRICA E ALIMENTAR – DDTHA. Doenças Relacionadas à Água ou de Transmissão Hídrica. São Paulo, 2009. Disponível em: <ftp://ftp.cve.saude.sp.gov.br/doc_tec/hidrica/doc/dta09_pergresp.pdf>. Acesso em: 05 de fevereiro de 2016.

DUTTA, R. **Fundamentals of Biochemical Engineering**. Springer. Índia, 2008.

ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY – EPA. **Waste Water Treatment Manuals Primary, Secondary and Tertiary Treatment**. Environmental Protection Agency. Irlanda, 1997.

FERREIRA, A. P.; CUNHA, C. L. N.; ROQUE, O. C. C. Avaliação da microfauna no efluente final para monitoramento da qualidade ambiental em estações de tratamento de esgotos do tipo lodos ativos. **Gaia Scientia**. v. 1. n.2. p. 51-59. 2008.

FERREIRA. F. D.; CORAIOLA. Eficiência do lodo ativo em fluxo contínuo para tratamento de esgoto. **Ciências Agrárias e Ambiental**. Curitiba, v.6. n.2. p. 259-279. 2008.

FILHO, J. D. **Saneamento Ambiental – Doenças, Saúde e o Saneamento da Água**. Universidade Federal de Sergipe. Aracaju, 2004.

FIORUCCI, A, R; FILHO, E,B. A Importância do Oxigênio Dissolvido em Ecossistemas Aquáticos. **Química e Sociedade**. n. 200. 2004.

FRANZOTE, R. P. **Estudo de Dinâmica Populacionais Aplicado a Processos de Tratamento Biológico de Efluentes**. Rio Claro, 2008. Monografia (graduação em engenharia ambiental). Universidade Estadual de São Paulo.

FUNDAÇÃO NACIONAL DE SAÚDE (Funasa). **Manual de saneamento**. 3. ed. rev. – Brasília, 2007.

GALLI, C. S; ABE, D. S. Capítulo 10 - Disponibilidade, Poluição e Eutrofização das Águas. **Academia Brasileira de Ciências**. Rio de Janeiro, 2009.

GILAT, A.; SUBRAMANIAM, V. **Métodos Numéricos para Engenheiros e Cientistas - Uma introdução com aplicações usando o MATLAB**. Tradução Alberto Resende de Conti. Bookman Porto Alegre, 2008.

GOMES, M. R. **Determinação dos coeficientes cinéticos e avaliação da eficiência de um sistema de lodos ativos no tratamento de efluentes de curtume**. Campo Grande, 2006. Dissertação (Mestrado tecnologias ambientais na área de concentração em saneamento ambiental e recursos hídricos). Universidade Federal de Mato Grosso do Sul

GONÇALVES. R. F; SILVA. G. M. Níveis de Tratamento de Esgoto. Apresentação. Universidade Federal do Espírito Santo. 2005. Disponível em:

<[http://www.inf.ufes.br/~neyval/Gestao_ambiental/Tecnologias_Ambientais2005/Agua_e_Esgoto/Sistemadeesgotos4\(niveis_de_tratamento\).pdf](http://www.inf.ufes.br/~neyval/Gestao_ambiental/Tecnologias_Ambientais2005/Agua_e_Esgoto/Sistemadeesgotos4(niveis_de_tratamento).pdf)>. Acesso em: 05 de fevereiro de 2016.

HORAN, N.J. **Biological Wastewater Treatment Systems** - Theory and operation. John Wiley and Sons Ltd., Inglaterra, 1990.

HOSSEIN, B. DARZI, G. N.; SADEGHPOUR, M. ASADI, M. The effect of the sludge recycle ratio in an activated sludge system for the treatment of Amol's industrial park wastewater. **Chemical Industry & Chemical Engineering Quarterly**. v. 14. n.3. p.173–180. 2008.

INSTITUTO TRATA BRASIL. Manual do Saneamento Básico. Agenilson Santana. 2012.

JIANG, X.; LAI, CH. **Numerical Techniques for Direct and Large-Eddy Simulations**. Taylor and Francis Group. Estados Unidos, 2009.

JORNALISMO AMBIENTAL. A recuperação do guaíba é um desafio coletivo. UniRitter. 2014. Disponível em: <<http://jornalismoambiental.uniritter.edu.br/?p=72>>. Acesso em: 03 de maio de 2016.

JÚNIOR, A. M. J. **Manual de Operação de Estação de Tratamento de Esgoto**. Saneamento de Goiás (SANEAGO). Goiás, 2005.

JÚNIOR, L, C, Z; NETO, L, M, P; DALPANE, T, F; PAIVA, T, M, N; SILVA, M, C, L; SOBRINHO, A, M. Avaliação do Desempenho das Estações de Tratamento por Lodo ativo no Grande Recife Associada com Análise de Imagens dos Microorganismos Presentes no Lodo ativo. **XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química**. Florianópolis, 2014.

JÚNIOR, L, G, F. **Monitoramento e avaliação da contaminação de água potável através do método do substrato definido** – Cromogênico a Nível Municipal do SUS. Rio de Janeiro, 2002. Dissertação. Fundação Oswaldo Cruz, Escola Nacional de Saúde Pública..

KNEIP, L. Pendulum simulation Introduction. Laurent Kneip. Webpage. Disponível em: <<http://www.laurentkneip.de/pendulum.html>>. Acesso em: 13 de Abril de 2016.

KOROBOV, V, I.; OCHKOV, V. F. **Chemical Kinetics with Mathcad and Maple**. Springer. Alemanha, 2011.

KUMAR, A.; UNNY, T, E. Application of Runge Kutta method for the solution of non-linear partial differential equations. **Application Mathematical Modelling**. Canadá. v.1. 1976.

- LATEEF, A.; CHAUDHRY, M. N.; ILYAS, S. Biological Treatment of Dairy Wastewater Using Activated Sludge. **ScienceAsia**. Paquistão. v.39. p.179-185. 2013.
- LEE, J. M. **Biochemical Engineering**. Prentice-Hall. Washington, 1992.
- LEVY, A. N. L. **Modelagem e análise de sensibilidade do processo de tratamento de lodo ativo com reciclo**. Rio de Janeiro, 2007. Dissertação (Mestrado em ciências em engenharia química). Universidade Federal do Rio de Janeiro.
- LOU, I.; IEONG, I. I. **Modeling growth of filaments and floc formers in activated sludge flocs: integrating the effects of kinetics and diffusion**. Springer International Publishing. Suíça, 2015.
- LJ Engenharia, Saneamento e Meio Ambiente LTDA. Relatório final do projeto. 2012.
- LOVETT, D. A.; TRAVERS, S. M.; DAVEY, K. R. Activated sludge treatment of abattoir wastewater—II. **Water Research**. v. 18. n.4. p.429-434. Inglaterra, 1984.
- MAIORANO, A. E.; CARTER, J. M.; COSTA, A. J. M.; LEITE, J. V.; MAGOSSI, L. R.; ANDRADE, R. J.; TERRA, M. H.; Influência das condições de aeração no tratamento de efluentes fenólicos com biofilmes em reator aeróbio. **Engenharia Sanitária Ambiental**. São Paulo. v.10. n. 4. p 285 – 289. 2005.
- MAZZER, C; CAVALCANTI, O, A. Introdução à gestão ambiental de resíduos. **Infarma**. Paraná. v. 16. n. 11-12. 2004.
- MELLO, E, J, R. T. **Tratamento de esgoto sanitário avaliação da estação de tratamento de esgoto do bairro novo horizonte na cidade de Araguari – MG**. Uberlândia, 2007. Monografia de Pós-graduação em engenharia sanitária e ambiental. UNIMINAS.
- MENDES, A. J. B; VALDMAN, B; JÚNIOR, M. B. S. Uma Revisão de Modelagem Matemática em Bioprocessos. Parte I: Fundamentos Básicos e Classificação. **Revista Militar de Ciência e Tecnologia**. Rio de Janeiro. 2011.
- MENEZES, D, O. SILVINO, G. NETO, A. C. Orientações Básicas para Operação de Estações de Tratamento de Esgoto – ETEs. **Fundação Estadual do Meio Ambiente**. Belo Horizonte, 2006.
- METCALF, L, EDDY, H. P. **Tratamento de Efluentes e Recuperação de Recursos**. McGraw Hill Brasil, 5ed. 2015.

MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE (MMA). Módulo Específico Licenciamento Ambiental de Estações de Tratamento de Esgoto e Aterros Sanitários. Brasília, 2009.

MONOD, J. The growth of bacterial cultures. **Ann. Rev. Microbiol.** v.3, p. 371-394, 1949

MOTA, S. **Introdução a engenharia ambiental**. 2 ed ABES. Rio de Janeiro, 2000.

MOTA, S. **Preservação e conservação de recursos hídricos**. ABES. 1995.

NUNES, J. A. **Tratamento biológico de águas residuárias**. Gráfica Editora J. Andrade, 3 edição. Aracaju, 2012.

ORHON, D.; GENÇELI, E. A.; SOZEN, S. Experimental evaluation of the nitrification kinetics for tannery wastewaters. **Water SA**. v.26. n.1. 2000.

ORHON, D.; SOZEN, S.; ÇOKGOR, E. U.; GENÇELI, E. A. The effect of chemical settling on the kinetics and of activated sludge for tannery wastewaters. **Water Science Thecnology**. v. 38, n.4-5. p. 355-362. 1998.

PARULEKAR, S. J. Numerical Problem Solving Using Mathcad in Undergraduate Reaction Engineering. Illinois Institute of Technology. Chicago, 2006.

PREFEITURA DE PORTO ALEGRE. Dmae recebe técnicos da Corsan na Estação Serraria. DMAE. Disponível em: <http://www2.portoalegre.rs.gov.br/dmae/default.php?p_noticia=169580&DMAE+RECEBE+TECNICOS+DA+CORSAN+NA+ESTACAO+SERRARIA>. Acesso em: 30 de abril de 2016.

POLLICE, A.; TANDOI, V.; LESTINGI, C. Influence of Aeration and Sludge Retention Time on Ammonium Oxidation to Nitrite and Nitrate. **Water Research**. Itália. v.36. p. 2541-2546. 2001.

PÔRTO, L. C. S. **Tratamento de efluente têxtil pelo sistema de lodos ativos em batelada com adição de carvão ativado em pó**. Campinas, 2002. Dissertação (Mestrado em engenharia civil). Universidade Estadual de Campinas.

RAMALHO R. S. **Tratamiento de Aguas Residuales**. Ed Reverté, S. A. Segunda edição em espanhol. Barcelona, 1990.

REGINATTO, V.; SANTANA, F. B.; SCHIMIDELL, W.; SOARES, H. M. Avaliação de um reator de lodo ativo aplicado à nitrificação utilizando ensaios cinéticos. **Acta. Science Thecnology**. Maringá. v. 30. n.1. p. 49-55. 2008.

RUSSELL, D. L. **Practical Wasterwater Treatment**. John Wiley & Sons. New Jersey, 1943.

SANTANA, T. L.V.; TERRA, M. O. Osciladores não-lineares e caóticos e aplicações. XI Encontro de Iniciação Científica e Pós-Graduaçã do ITA (ENCITA). São Paulo, 2005.

SANTOS, E. V. M. **Desnitrificação em sistemas de Lodo ativo**. Campina Grande, 2009. Dissertação (Mestrado em Engenharia civil e ambiental). Universidade Federal de Campina Grande.

SANTOS, F. N. **Estudo do desempenho de um processo biológico para tratamento de efluentes de refinarias de petróleo utilizando um pré-tratamento com tensoativos**. Natal, 2007. Monografia (graduação em engenharia ambiental). Universidade Federal do Rio Grande do Norte.

SANTOS, R. C. O; FILHO, O. B; GIORDANO, G. Reatores Biológicos para Tratamento de Esgotos: Método Racional de Dimensionamento. **Coletânea em Saneamento Ambiental (COAMB). Série Temática: Tecnologias Ambientais**. Rio de Janeiro. v. 3. 2011.

SETTI, A. A; LIMA, J. E. F. W; CHAVES, A. G. M; PEREIRA, I. C. **Introdução ao Gerenciamento de Recursos Hídricos**. Agência Nacional de Energia Elétrica, Superintendência de Estudos e Informações Hidrológicas, 2 ed. Brasília, 2001.

SCHIMIDELL, W. LIMA, U. A; AQUARONE, E; BORZANI, W. **Biotecnologia Industrial**. v. 2. Edgar Blucher Ltda. São Paulo, 2001.

SCHMIDELL, W; SOARES, H. M; ETCHEBEHERE, C; MENES, R. J; BERTOLA, N. C; CONTRERAS, E. M. **Tratamento Biológico de Águas Residuárias**. Tribo da Ilha. Florianópolis, 2007.

SCURAS, S. E.; JOBBAGY, A.; GRADY, C. P. L. Optimization of Activated Sludge Reactor Configuration: Kinetic Considerations. **Elsevier Science**, Inglaterra. v.35. n. 18. p. 4277–4284. 2001.

SOLODOV, A. P.; OCHKOV, V. F. **Differential Models: An Introduction with Mathcad**. Springer. Alemanha, 2005.

SOUZA, C. C. **Estudo do desempenho de reatores de lodos ativos de fluxo contínuo e de batelada no tratamento de águas residuárias em regime não estacionário**. Porto Alegre, 2011. Trabalho de Diplomação. Universidade Federal do Rio Grande do Sul.

SWAPNIL, D. A.; RAHUL, P. D. Minimization of excess sludge production for biological waste water treatment using activated sludge process. **International Research Journal of Biological Sciences**. v.1. n.5. p. 13-17. 2012.

TEIXEIRA, J, C; LEAL, F. C. T. Desafios no Controle de Doenças de Veiculação Hídrica Associadas ao Tratamento e ao Abastecimento de Água para Consumo Humano. VI Simpósio Ítalo Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Vitória, 2002.

TEMPLETON, M. R; BUTLER, D. **Introduction to wastewater treatment**. Londres: Bookboon, 2011.

VALLE, K. N. F. **Métodos numéricos de Euler e Runge-Kutta**. Belo Horizonte, 2012. Monografia de Pós-graduação Universidade Federal de Minas Gerais.

VAZOLLÉR, R. F. Microbiologia de Lodos ativos. Séries Manuais - CETESB, 23 p., 1989.

VON SPERLING, M. **Basic Principles of Wastewater Treatment**. IWA Publishing. v. 2. Londres, 2007.

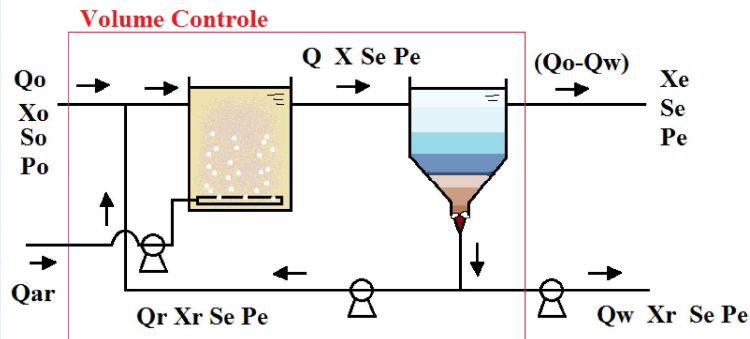
ZOBY JR, L. C. **Aplicação do modelo ASM1 na simulação das condições operacionais de uma estação de tratamento de efluentes por lodos ativos**. Dissertação (Mestrado em engenharia química). Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2011.

ZOBY JR, L. C, NETO, L. M. P, DALPANE, T.F, PAIVA, T. M. N, da SILVA, M. C. L, MOTTA SOBRINHO, M. A. Avaliação do Desempenho das Estações de Tratamento por Lodo ativo no Grande Recife Associada com Análise de Imagens dos Microorganismos Presentes no Lodo ativo, **XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química**. Florianópolis, 2014.

Apêndices

APÊNDICE A - Memória de cálculo

TRATAMENTO DE EFLUENTES POR LODO ATIVADO



Hipóteses simplificadoras:

- O reator opera no regime de mistura perfeita;
- A concentração de microrganismos na alimentação é desprezível;
- A estabilização do substrato ocorre somente no reator;
- O volume usado na modelagem é apenas o do reator;
- Os substratos são nutrientes limitantes e apenas sua concentração no meio influenciam o crescimento celular e a formação de produtos;
- Variáveis importantes como pH e temperatura são considerados constantes, pois podem ser controlados externamente.

VALIDAÇÃO Ramalho, 1990

Dados

Velocidade específica máxima de crescimento	$\mu_{max} := 6 \quad d^{-1}$
Velocidade específica de decaimento endógeno	$K_d := 0.063 \quad d^{-1}$
Constante de Saturação de Monod	$K_s := 60 \quad \frac{mgDBO}{L}$
Fator de conversão real	$Y := 0.5$
Vazão volumétrica	$Q_o := 35460000 \quad \frac{L}{d}$
Razão de reciclo	$a := 0.326$
Concentração na entrada do sedimentador	$X_e := 3000$
Concentração no reciclo	$X_s := 12000$
Eficiência de separação	$\eta := \frac{X_s - X_e}{X_s} \quad \eta := 0.62$
Fator de separação	$p := \frac{1}{1 - \eta} \quad p = 2.632$
Volume do reator	$V := 4320000 \quad L$

Concentração inicial de substrato	$S_o := 200 \frac{mgDBO}{L}$
Concentração inicial de microorganismo	$X_o := 0.01 \frac{mgSSV}{L}$
velocidade específico crescimento	$\mu_H = \mu_{max} \cdot \frac{S_s}{K_s + S_s}$
velocidade de crescimento dos microorganismos heterotróficos	$r_H = \mu_H \cdot X_H - \mu_d \cdot X_H$
velocidade de consumo do substrato	$r_S = \frac{-1}{Y_H} \mu_H \cdot X_H$

Balanco de massa em estado transiente

$$\frac{dX}{dt} = \frac{Q_o \cdot X}{V(1-a)} \cdot (p \cdot a - 1) + \left(\mu_{max} \cdot \frac{S_s}{K_s + S_s} - Kd \right) \cdot X$$

$$\frac{dS_s}{dt} = \frac{Q_o}{V} \cdot (S_o - S_s) - \frac{1}{Y} \cdot \left(\mu_{max} \cdot \frac{S_s}{K_s + S_s} - Kd \right) \cdot X$$

ORIGIN = 0

$$D(t, x) := \begin{bmatrix} \frac{Q_o \cdot x_0}{V \cdot (1-a)} \cdot (p \cdot a - 1) + \left(\mu_{max} \cdot \frac{x_1}{K_s + x_1} - Kd \right) \cdot x_0 \\ \frac{Q_o}{V} \cdot (S_o - x_1) - \frac{1}{Y} \cdot \left(\mu_{max} \cdot \frac{x_1}{K_s + x_1} - Kd \right) \cdot x_0 \end{bmatrix}$$

$$x0 := \begin{bmatrix} X_o \\ S_o \end{bmatrix} \quad a := 0 \quad b := 200 \quad N := 1000$$

$$Sol1 := \text{Rkadapt}(x0, a, b, N, D)$$

$$t1 := Sol1^{(0)} \cdot \text{day} \quad X1 := Sol1^{(1)} \cdot \frac{mg}{L} \quad S1 := Sol1^{(2)} \cdot \frac{mg}{L}$$

$$S1_{1000} = 25.588 \frac{mg}{L}$$

Valor Ramalho

$$S_r := 25.2 \cdot \frac{mg}{L}$$

$$ERRO := \frac{(S1_{1000} - S_r)}{S_r} \cdot 100$$

$$ERRO = 1.541$$

VALIDAÇÃO Gomes 2006

Dados

Velocidade específica máxima de crescimento	$\mu_{max} := 2.7 d^{-1}$
Velocidade específica da decaimento endógeno	$K_d := 0.0651 d^{-1}$
Constante de Saturação de Monod	$K_s := 3087 \frac{mgDBO}{L}$
Fator de conversão real	$Y := 0.41$
Vazão volumétrica	$Q_o := 314170 \frac{L}{d}$
Volume do reator	$V := 2606000 L$
Concentração inicial de substrato	$S_o := 3657 \frac{mgDBO}{L}$
Concentração inicial de microorganismo	$X_o := 0.1 \frac{mgSSV}{L}$
Idade do Lodo	$\theta_c := 10 d$
velocidade específico crescimento	$\mu_H = \mu_{max} \cdot \frac{S_s}{K_s + S_s}$
velocidade de crescimento dos microorganismos heterotróficos	$r_H = \mu_H \cdot X_H - \mu_d \cdot X_H$
velocidade de consumo do substrato	$r_S = \frac{-1}{Y_H} \mu_H \cdot X_H$

Balço de massa em estado transiente

$$\frac{dX}{dt} = -\frac{X}{\theta_c} + \left(\mu_{max} \cdot \frac{S_s}{K_s + S_s} - K_d \right) \cdot X$$

$$\frac{dS_s}{dt} = \frac{Q_o}{V} \cdot (S_o - S_s) - \frac{1}{Y} \cdot \left(\mu_{max} \cdot \frac{S_s}{K_s + S_s} - K_d \right) \cdot X$$

ORIGIN = 0

$$D(t, x) := \begin{bmatrix} -\frac{x_0}{\theta c} + \left(\mu_{max} \cdot \frac{x_1}{Ks + x_1} - Kd \right) \cdot x_0 \\ \frac{Q_0}{V} \cdot (S_0 - x_1) - \frac{1}{Y} \cdot \left(\mu_{max} \cdot \frac{x_1}{Ks + x_1} - Kd \right) \cdot x_0 \end{bmatrix}$$

$$x0 := \begin{bmatrix} X_0 \\ S_0 \end{bmatrix} \quad a := 0 \quad b := 200 \quad N := 1000$$

Sol1 := Rkadapt(x0, a, b, N, D)

$$t1 := \text{Sol1}^{(0)} \cdot \text{day} \quad X1 := \text{Sol1}^{(1)} \cdot \frac{\text{mg}}{\text{L}} \quad S1 := \text{Sol1}^{(2)} \cdot \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

$$S1_{1000} = 201.059 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

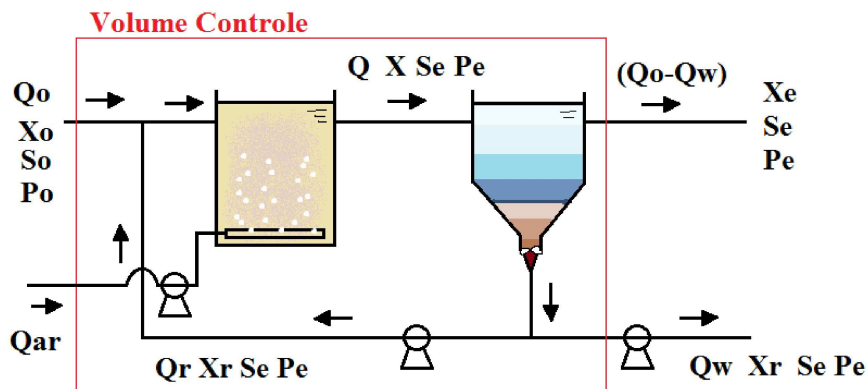
Valor Gomes (2006)

$$Sr := 200 \cdot \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

$$ERROS := \frac{-(Sr - S1_{1000})}{Sr} \cdot 100$$

$$ERROS = 0.529$$

TRATAMENTO DE EFLUENTES POR LODO ATIVADO



Hipóteses simplificadoras:

- O reator opera no regime de mistura perfeita;
- A concentração de microrganismos na alimentação é desprezível;
- A estabilização do substrato ocorre somente no reator;
- O volume usado na modelagem é apenas o do reator;
- Os substratos são nutrientes limitantes e apenas sua concentração no meio influenciam o crescimento celular e a formação de produtos;
- Variáveis importantes como pH e temperatura são considerados constantes, pois podem ser controlados externamente.

Dados

Velocidade específica máxima de crescimento	$\mu_{max} := 6 \text{ d}^{-1}$
Velocidade específica de decaimento endógeno	$K_d := 0.06 \text{ d}^{-1}$
Constante de Saturação de Monod	$K_s := 60 \frac{\text{mgDBO}}{\text{L}}$
Fator de conversão real	$Y := 0.5$
Vazão volumétrica	$Q_o := 1828137.6 \frac{\text{L}}{\text{d}}$
Volume do reator	$V := 630840 \text{ L}$
Concentração inicial de substrato	$S_o := 150 \frac{\text{mgDBO}}{\text{L}}$
Concentração inicial de microorganismo	$X_o := 0.01 \frac{\text{mgSSV}}{\text{L}}$
Idade do Lodo	$\theta_c := 55 \text{ d}$
velocidade específico crescimento	$\mu_H = \mu_{max} \cdot \frac{S_s}{K_S + S_S}$
velocidade de crescimento dos microorganismos heterotróficos	$r_H = \mu_H \cdot X_H - \mu_d \cdot X_H$

velocidade de consumo do substrato

$$r_s = \frac{-1}{Y_H} \mu_H \cdot X_H$$

Balanco de massa em estado transiente

$$\frac{dX}{dt} = -\frac{X}{\theta_c} + \left(\mu_{max} \cdot \frac{S_s}{K_s + S_s} - K_d \right) \cdot X$$

$$\frac{dS_s}{dt} = \frac{Q_0}{V} \cdot (S_0 - S_s) - \frac{1}{Y} \cdot \left(\mu_{max} \cdot \frac{S_s}{K_s + S_s} - K_d \right) \cdot X$$

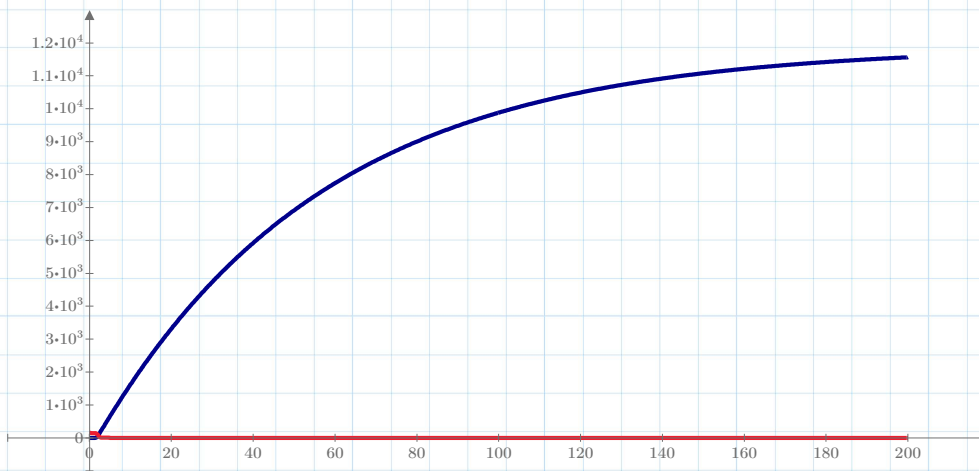
ORIGIN=0

$$D(t, x) := \begin{bmatrix} -\frac{x_0}{\theta_c} + \left(\mu_{max} \cdot \frac{x_1}{K_s + x_1} - K_d \right) \cdot x_0 \\ \frac{Q_0}{V} \cdot (S_0 - x_1) - \frac{1}{Y} \cdot \left(\mu_{max} \cdot \frac{x_1}{K_s + x_1} - K_d \right) \cdot x_0 \end{bmatrix}$$

$$x0 := \begin{bmatrix} X_0 \\ S_0 \end{bmatrix} \quad a := 0 \quad b := 200 \quad N := 1000$$

Sol1 := Rkadapt(x0, a, b, N, D)

$$t1 := \text{Sol1}^{(0)} \cdot \text{day} \quad X1 := \text{Sol1}^{(1)} \cdot \frac{\text{mg}}{\text{L}} \quad S1 := \text{Sol1}^{(2)} \cdot \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$



$$X1 \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right)$$

$$S1 \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right)$$

t1 (day)

$$X1_{1000} = (1.156 \cdot 10^4) \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

$$S1_{1000} = 0.798 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

$$\eta := \frac{S_0 - S1_{1000} \cdot \frac{L}{\text{mg}}}{S_0} \cdot 100 = 99.468$$

ORIGIN = 0

Razão de reciclo

$$a := 0.39$$

Fator de separação

$$p := 2.5$$

$$D(t, x) := \begin{bmatrix} \frac{Q_0 \cdot x_0}{V \cdot (1-a)} \cdot (p \cdot a - 1) + \left(\mu_{max} \cdot \frac{x_1}{K_s + x_1} - K_d \right) \cdot x_0 \\ \frac{Q_0}{V} \cdot (S_0 - x_1) - \frac{1}{Y} \cdot \left(\mu_{max} \cdot \frac{x_1}{K_s + x_1} - K_d \right) \cdot x_0 \end{bmatrix}$$

$$x_0 := \begin{bmatrix} X_0 \\ S_0 \end{bmatrix} \quad a := 0 \quad b := 200 \quad N := 1000$$

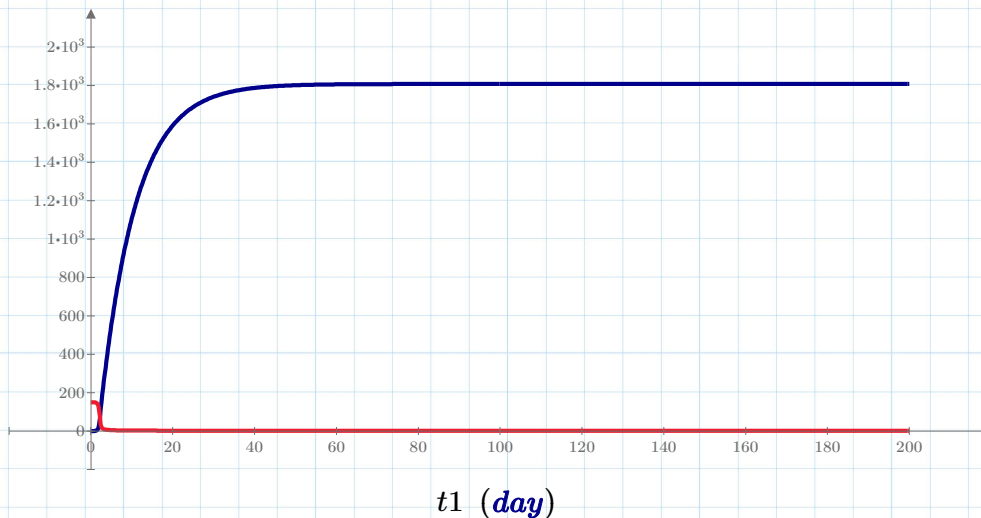
$$Sol1 := \text{Rkadapt}(x_0, a, b, N, D)$$

$$t1 := Sol1^{(0)} \cdot \text{day} \quad X1 := Sol1^{(1)} \cdot \frac{mg}{L} \quad S1 := Sol1^{(2)} \cdot \frac{mg}{L}$$

Balanco de massa em estado transiente

$$\frac{dX}{dt} = \frac{Q_0 \cdot X}{V(1-a)} \cdot (p \cdot a - 1) + \left(\mu_{max} \cdot \frac{S_s}{K_s + S_s} - K_d \right) \cdot X$$

$$\frac{dS_s}{dt} = \frac{Q_0}{V} \cdot (S_0 - S_s) - \frac{1}{Y} \cdot \left(\mu_{max} \cdot \frac{S_s}{K_s + S_s} - K_d \right) \cdot X$$



$$\frac{X1 \left(\frac{mg}{L} \right)}{S1 \left(\frac{mg}{L} \right)}$$

$$X1_{1000} = (1.808 \cdot 10^3) \frac{mg}{L}$$

$$S1_{1000} = 1.843 \frac{mg}{L}$$

$$\eta := \frac{S_0 - S1_{1000}}{S_0} \cdot \frac{L}{mg} \cdot 100 = 98.771$$

ORIGIN = 0

Razão de reciclo

$$a := 0.39$$

Fator de separação

$$p := 1$$

$$D(t, x) := \begin{bmatrix} \frac{Q_0 \cdot x_0}{V \cdot (1-a)} \cdot (p \cdot a - 1) + \left(\mu_{max} \cdot \frac{x_1}{K_s + x_1} - K_d \right) \cdot x_0 \\ \frac{Q_0}{V} \cdot (S_0 - x_1) - \frac{1}{Y} \cdot \left(\mu_{max} \cdot \frac{x_1}{K_s + x_1} - K_d \right) \cdot x_0 \end{bmatrix}$$

$$x_0 := \begin{bmatrix} X_0 \\ S_0 \end{bmatrix}$$

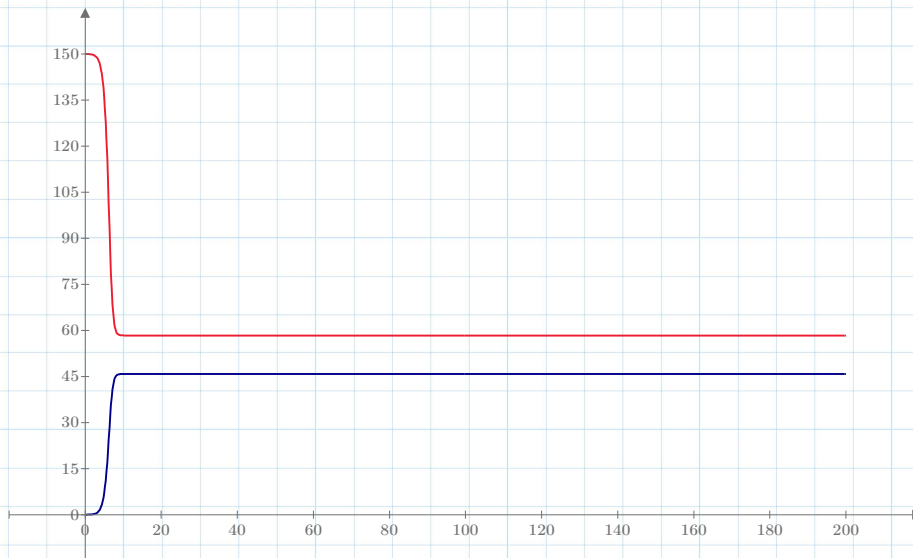
$$a := 0$$

$$b := 200$$

$$N := 1000$$

$$Sol1 := \text{Rkadapt}(x_0, a, b, N, D)$$

$$t1 := Sol1^{(0)} \cdot \text{day} \quad X1 := Sol1^{(1)} \cdot \frac{mg}{L} \quad S1 := Sol1^{(2)} \cdot \frac{mg}{L}$$



$$X1 \left(\frac{mg}{L} \right)$$

$$S1 \left(\frac{mg}{L} \right)$$

$$X1_{1000} = 45.83 \frac{mg}{L}$$

$$t1 \text{ (day)}$$

$$\eta := \frac{S_0 \cdot \frac{mg}{L} - S1_{1000}}{S_0 \cdot \frac{mg}{L}} \cdot 100 = 61.106$$

$$S1_{1000} = 58.341 \frac{mg}{L}$$

Adicional de DBO

$$Sf := 64.8 \cdot \frac{mg}{L} + S1_{1000}$$

$$\eta_{real} := \frac{S_0 \cdot \frac{mg}{L} - Sf}{S_0 \cdot \frac{mg}{L}} \cdot 100 = 17.906$$