

RICARDO PRADO FRANZOTE

**ESTUDO DE DINÂMICAS POPULACIONAIS
APLICADO A PROCESSOS DE TRATAMENTO
BIOLÓGICO DE EFLUENTES**

Rio Claro (SP)

2008

RICARDO PRADO FRANZOTE

**ESTUDO DE DINÂMICAS POPULACIONAIS
APLICADO A PROCESSOS DE TRATAMENTO
BIOLÓGICO DE EFLUENTES**

Monografia apresentada à Comissão de Trabalho de Formatura do Curso de Graduação em Engenharia Ambiental do Instituto de Geociências e Ciências Exatas – Unesp, Campus de Rio Claro (SP), como parte das exigências para o cumprimento da disciplina Trabalho de Formatura no ano letivo de 2008.

Orientador: Prof. Dr. Samuel Conceição de Oliveira

Rio Claro (SP)

2008

576 Franzote, Ricardo Prado
F837e Estudo de dinâmicas populacionais aplicado a processos
de tratamento biológico de efluentes / Ricardo Prado
Franzote. - Rio Claro: [s.n.], 2008
68 f. : il., tabs., figs.

Trabalho de conclusão (Engenharia Ambiental) –
Universidade Estadual Paulista, Instituto de Geociências e
Ciências Exatas
Orientador: Samuel Conceição de Oliveira

1. Microorganismos. 2. Modelagem matemática. 3. I.
Título.

Ficha Catalográfica elaborada pela STATI - Biblioteca da UNESP

Campus de Rio Claro/SP

AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a Deus por ter me dado a oportunidade de estar vivo e com saúde;

Agradeço infinitamente a meus pais, Moacir e Eliza, por acreditarem em mim e sempre me apoiarem na minha caminhada;

Agradeço também a minha namorada Ana Flávia, por sempre me incentivar e estar comigo nas horas boas e difíceis;

A meus irmãos, Leonardo, Denise e Bruno, pelo apoio e incentivo;

A meu orientador Prof. Dr. Samuel Conceição de Oliveira por me dar diretrizes para a elaboração do presente trabalho e também pelo tempo despendido na leitura e correção do trabalho final;

A meus camaradas de república e ao pessoal da 2ª turma de Engenharia Ambiental da Unesp – Rio Claro pela amizade e companheirismo;

A FAPESP pelo incentivo financeiro concedido para a realização deste projeto.

RESUMO

*O objetivo do presente trabalho é realizar estudos de modelagem matemática das relações de interação que ocorrem entre microrganismos participantes de processos de tratamento de efluentes visando compreender, através de simulações, como essas inter-relações podem afetar o desempenho de tais unidades. A metodologia utilizada foi a implementação em linguagem computacional FORTRAN de modelos matemáticos de interação microbiana. O primeiro modelo trata da interação de bactérias formadoras de flocos e de bactérias filamentosas em sistemas de lodos ativados, o qual pretende-se um equilíbrio entre tais bactérias para uma melhor eficiência do processo. Outro modelo estudado é a interação entre bactérias e protozoários em sistemas de lodos ativados analisando a eficiência do processo, observando-se a variação de carga diária. Interação microbiana em processos anaeróbios foram contemplados num terceiro modelo, no qual destaca-se a interação mutualística entre bactérias acidogênicas e metanogênicas. Num quarto e último modelo foi analisado a relação entre as bactérias *Acinetobacter sp.* e *Gordonia sp.*, as quais estão presentes em sistemas de lodos ativados, mostrando a capacidade competitiva das *Acinetobacter sp.* podendo controlar o crescimento de bactérias indesejadas.*

Palavras-chave: modelagem matemática, lodos ativados, reator anaeróbio, reatores anaeróbio/aeróbio, dinâmica microbiana.

ABSTRACT

The purpose of this work is to perform studies of mathematical modeling of the relationship of interaction occurring between microorganisms participants from wastewater treatment processes aimed at understanding, through simulations, such as inter-relationships can affect the performance of such units. The methodology was the implementation in FORTRAN computer language of mathematical models of microbial interactions. The first model addresses the interaction of bacteria-forming flakes and filamentous bacteria in activated sludge systems, which seeks to strike a balance between these bacteria to improve efficiency of the process. Another model is studied the interaction between bacteria and protozoa in activated sludge systems and analyzing the efficiency of the process, observing the changes in daily load. Microbial interactions in anaerobic reactors were dealt a third model, in which there is the mutualistic interaction between acidogenic and methanogenic bacteria. In a fourth and final model was examined the relationship between the bacteria Acinetobacter sp. and Gordonia sp., which are present in activated sludge systems, showing the competitive capacity of Acinetobacter sp. can control the growth of unwanted bacteria.

Keywords: mathematical modeling, activated sludge, anaerobic reactor, anaerobic/aerobic reactor, microbial dynamic.

LISTA DE SÍMBOLOS

Modelagem Matemática de Sistemas de Tratamento de Efluentes por Lodos Ativos (p. 26 a 40)

- $C_{S,in}$ é a concentração de substrato na corrente de alimentação (g/L);
- C_S , $C_{X_{floc}}$ e $C_{X_{fil}}$ são respectivamente as concentrações de substrato (g/L), de bactérias formadoras de flocos e de bactérias filamentosas (g MLSS/L);
- $C_{S, sed}$, $C_{X_{floc, sed}}$ e $C_{X_{fil, sed}}$ são respectivamente as concentrações de substrato (g/L), bactérias formadoras de flocos e filamentosas no decantador (g MLSS/L);
- D é a taxa de diluição, que é dada pela razão entre a vazão volumétrica de alimentação e o volume do reator ($D=Q/V$) (h^{-1});
- $K_{S, floc}$ e $K_{S, fil}$ são as constantes de saturação das bactérias floculantes e filamentosas, respectivamente (g/L);
- Q é a vazão volumétrica de alimentação (L/h);
- r é a taxa de reciclo da biomassa;
- V_{sed} é o volume do decantador (L);
- w é a taxa de descarte da biomassa;
- Y_{floc} e Y_{fil} são os fatores de crescimento das bactérias formadoras de flocos e filamentosas no substrato (g MLSS/g);
- α , do ponto de vista biológico, representa a fração de bactérias filamentosas incorporadas ao floco enquanto que, do ponto de vista matemático, representa um fator estabilizante do modelo (h^{-1});
- β é o fator de espessamento das bactérias no decantador (visto que as bactérias formadoras de floco se aglomeram melhor que as filamentosas, tem-se que $\beta_{floc} > \beta_{fil}$);
- θ_h é o tempo de detenção hidráulica dado por $1/D$ (h)
- μ_{floc} e μ_{fil} são as taxas específicas de crescimento das bactérias floculentas e filamentosas respectivamente, as quais são descritas pela equação de Monod (h^{-1});
- $\mu_{max, floc}$ e $\mu_{max, fil}$ são as taxas de crescimento específico máximo das bactérias floculantes e filamentosas respectivamente (h^{-1});

Modelo de Sistemas de Tratamento por Lodos Ativados com Variação de Carga

(p. 40 a 54)

- a é a taxa de reciclo de lodo;
- b é o fator de concentração de flocos com bactérias e protozoários agregados depois de passar pelo decantador secundário;
- B_0^* é a concentração adimensional de bactérias dispersas dada por $B_0^* = B_0 / K_x$;
- D é a taxa de diluição (h^{-1});
- F_0, F_r e F_w são respectivamente as vazões afluyente, de reciclo e de descarte (L/h);
- K_i é a constante de saturação (mg/L);
- S, X, B, H e P são as concentrações de substrato, bactérias agregadas ao floco, bactérias dispersas no reator, protozoários dispersos no reator e de protozoários agregados ao floco respectivamente (mg/L);
- S_0, X_0, B_0, H_0 e P_0 são as concentrações na corrente de alimentação de substrato, bactérias agregadas ao floco, bactérias dispersas no reator, protozoários dispersos no reator e de protozoários agregados ao floco respectivamente (mg/L);
- S_0^* é a concentração adimensional de substrato dada por $S_0^* = S_0 / K_x$;
- V é o volume do reator (L);
- Y_i é o coeficiente de rendimento;
- μ_i é a taxa específica máxima de crescimento (h^{-1}).

Modelo de Interação Microbiana em Sistemas de Tratamento Anaeróbio

(p. 54 a 61)

- B é a concentração de bicarbonato (mmol/L);
- B_{in} é a concentração de bicarbonato na corrente de alimentação (mmol/L);
- C é a concentração de carbono inorgânico total (mmol/L);
- C_{in} é a concentração de C (mmol/L) na corrente de alimentação;
- D é a taxa de diluição (d^{-1});
- K_a é a constante de afinidade dos ácidos graxos, considerada $1,5 \times 10^{-5}$ mol/L;
- K_c é a constante de equilíbrio para o par carbonato/bicarbonato ($4,7 \times 10^{-11}$ mol/L);
- K_H é a constante de Henry para dissolução de CO_2 na fase líquida (mmol/(L.atm));

- K_{I2} é a constante de inibição associada ao substrato S_2 para as bactérias metanogênicas (mmol/L);
- k_{LA} é o coeficiente volumétrico de transferência líquido-gás (d^{-1});
- K_{Si} é a constante de saturação associada aos substratos (g/L para as acidogênicas e mmol/L para as metanogênicas);
- k_1 é o rendimento da degradação do substrato (mmol/g);
- k_2 e k_3 são respectivamente os rendimentos de produção e consumo de ácidos graxos (mmol/g);
- k_4 e k_5 são os rendimentos de produção de CO_2 (mmol/g);
- k_6 é o rendimento de produção de CH_4 (mmol/g);
- P_C é a pressão parcial de CO_2 (atm);
- P_T é a pressão total (atm);
- q_C é o fluxo de dióxido de carbono (mmol/L/d);
- S_1 e S_2 são as concentrações de substrato orgânico (g/L) e ácidos graxos (mmol/L) respectivamente;
- S_{1in} e S_{2in} são as concentrações de S_1 (g/L) e S_2 (mmol/L) na corrente de alimentação;
- S_{2in} é a concentração de ácidos graxos na corrente de alimentação (mmol/L);
- X_1 e X_2 são as concentrações de bactérias acidogênicas e metanogênicas respectivamente (g/L);
- Z_{in} é a alcalinidade total na corrente de alimentação (mmol/L);
- α é a fração de bactérias na fase líquida;
- μ_i são as taxas específicas de crescimento das bactérias (d^{-1});
- μ_{imax} é a máxima taxa específica de crescimento das bactérias (d^{-1}).

Modelo de Competição entre Bactérias *Gordonia* e *Acinetobacter* em Reator Aeróbio Contínuo e em Sistema Combinado de Reatores Anaeróbio-Aeróbio em Série (p. 61 a 66)

- D_a é a taxa de diluição no reator aeróbio (d^{-1});
- D_n é a taxa de diluição no reator anaeróbio (d^{-1});
- K_{S1} e K_{S2} são as constantes de saturação para as bactérias *Acinetobacter* e *Gordonia* respectivamente (mg/L);
- Q é a vazão de alimentação (L/d);
- r é a razão de reciclo;

- S é a concentração de substrato no reator aeróbio (mg/L);
- S_f é a concentração de substrato na corrente de alimentação (mg/L);
- S_n é a concentração de substrato no reator anaeróbio (mg/L);
- SRBF é a sigla de Sistema de Remoção Biológica de Fósforo;
- V_n e V são respectivamente o volume do reator anaeróbio e aeróbio (L);
- X_{n1} e X_{n2} são respectivamente a concentração de *Acinetobacter* sp. e *Gordonia* sp no reator anaeróbio (mg/L);
- X_1 e X_2 são as concentrações das bactérias no reator aeróbio (mg/L);
- Y_{n1} , Y_1 e Y_2 são os coeficientes de conversão de substrato em bactérias (mg bact./mg DQO);
- μ_{n1} é a taxa específica de crescimento anaeróbio das bactérias *Acinetobacter* (d^{-1});
- μ_{max1} e μ_{max2} são as taxas específicas máximas de crescimento das bactérias *Acinetobacter* e *Gordonia* respectivamente (d^{-1}).

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Sequência de reações num típico sistema de tratamento de águas residuárias usando lodos ativados como uma população mista.....	19
Figura 2 – Esquema do processo biológico em lagoas fotossintéticas.....	21
Figura 3 – Esquema das unidades da etapa biológica do sistema de lodos ativados.....	26
Figura 4 – Esquema de um floco de lodo ativado (Reproduzido de von Sperling, 2002)...	27
Figura 5 – Características qualitativas da cinética de crescimento das bactérias formadoras de flocos e das filamentosas quando $K_{S,floc} > K_{S,fil}$ e $\mu_{max,floc} > \mu_{max,fil}$	30
Figura 6 – Interação das bactérias filamentosas com as formadoras de flocos levando à lavagem das formadoras de flocos.....	32
Figura 7 – Interação das bactérias filamentosas com as formadoras de flocos levando à coexistência.....	32
Figura 8 – Interação das bactérias filamentosas com as formadoras de flocos levando à lavagem das filamentosas.....	32
Figura 9 – Interação das bactérias filamentosas com as formadoras de flocos levando à lavagem de ambas as bactérias.....	33
Figura 10 – Perfis de concentração de bactérias floculantes e filamentosas em função do tempo para diferentes condições iniciais e $\bar{D} = \bar{D}^*$ adotadas para a integração numérica das equações.....	34
Figura 11 – Intervalo dos valores de D entre D_1 e D_2	36
Figura 12 – Valores de \bar{D}_1 e \bar{D}_2 em função de α	36
Figura 13 – Interação das bactérias filamentosas com as formadoras de flocos levando a lavagem das bactérias filamentosas.....	38
Figura 14 – Interação das bactérias filamentosas com as formadoras de flocos levando a coexistência de ambas espécies.....	38

Figura 15 – Interação das bactérias filamentosas com as formadoras de flocos na qual lavam-se ambas bactérias.....	38
Figuras 16 – Perfis temporais da concentração de bactérias formadoras de flocos e de filamentosas para diferentes tempos de detenção hidráulica ($\theta_h = 22,22, 20, 5,88, 4,08$ e $3,33$ h, respectivamente).....	39
Figura 17 – Comportamento estável do sistema para $D=0,1h^{-1}$ e condições iniciais $S(0)=0,04mg/L$; $X(0)=120,0mg/L$; $B(0)=0,02mg/L$; $H(0)=0,8mg/L$; $P(0)=20,0mg/L$	42
Figura 18 – Comportamento oscilante do sistema para $D=0,231h^{-1}$ e condições iniciais $S(0)=0,04mg/L$; $X(0)=0,0mg/L$; $B(0)=0,02mg/L$; $H(0)=0,8mg/L$; $P(0)=0,0mg/L$	42
Figura 19 – Perfis de concentração no estado estacionário em função do tempo de detenção hidráulica.....	44
Figura 20 – (a) Localização dos pontos de instabilidade para $B_0^* = 2$ e (b) Regiões nas quais oscilações são possíveis ou não no plano $S_0^* \times B_0^*$ (Fonte: Watt <i>et al</i> , 2006).....	46
Figura 21 – Eficiência de tratamento para diferentes combinações de valores iniciais de X , H , e P iguais a zero.....	46
Figura 22 – Simulação do modelo sem considerar as variações diárias ($H=0$).....	48
Figura 23 – Simulação do modelo variando a concentração de substrato na corrente de alimentação ($H=0$).....	49
Figura 24 – Simulação do modelo variando a concentração de bactérias na corrente de alimentação ($H=0$).....	49
Figura 25 – Simulação do modelo variando a vazão de alimentação ($H=0$).....	50
Figura 26 – Simulação do modelo variando a combinação das três variáveis ($H=0$).....	50
Figura 27 – Simulação do modelo sem considerar as variações diárias ($P=0$).....	51
Figura 28 – Simulação do modelo variando a concentração de substrato na corrente de alimentação ($P=0$).....	51
Figura 29 – Simulação do modelo variando a concentração de bactérias na corrente de alimentação ($P=0$).....	52
Figura 30 – Simulação do modelo variando a vazão de alimentação ($P=0$).....	52

Figura 31 – Simulação do modelo variando a combinação das três variáveis para $P=0$	53
Figura 32 – Simulação do modelo anaeróbio com variação da taxa de diluição D (Obs: X_1 , X_2 e S_1 são dadas em mg/L enquanto S_2 é dada em mmol/L).....	58
Figura 33 – Perfis de concentração das bactérias e dos substratos em função do tempo de detenção hidráulica.....	61
Figura 34 – Eficiência de remoção de matéria orgânica (S_1) e de acetato (S_2).....	61
Figura 35 – Esquema de um SRBF e suas variáveis principais do ponto de vista de modelagem matemática.....	62
Figura 36 – Interação entre as bactérias <i>Acinetobacter</i> e <i>Gordonia</i> no reator aeróbio sem reciclo.....	64
Figura 37 – Interação entre as bactérias <i>Acinetobacter</i> e <i>Gordonia</i> no reator anaeróbio em um SRBF.....	65
Figura 38 – Interação entre as bactérias <i>Acinetobacter</i> e <i>Gordonia</i> no reator aeróbio em um SRBF.....	65

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Classificação dos efeitos de interação entre duas espécies em uma população microbiana mista.....	18
Tabela 2 – Parâmetros usados na simulação do processo de lodos ativados empregando o modelo original reduzido.....	30
Tabela 3 – Estados estacionários e condições de estabilidade no reator para o processo de lodos ativados segundo o modelo original reduzido.....	31
Tabela 4 – Estados estacionários e condições de estabilidade para o processo de lodos ativados segundo o modelo modificado reduzido.....	37
Tabela 5 – Parâmetros bioquímicos adotados para a simulação do sistema de lodos ativados.....	42
Tabela 6 – Estados estacionários para $D=0,1 \text{ h}^{-1}$ e diferentes combinações de valores iniciais de X , H , e P iguais a zero.....	43
Tabela 7 – Parâmetros cinéticos de crescimento das bactérias acidogênicas e metanogênicas.....	58
Tabela 8 – Parâmetros utilizados na simulação de um SRBF.....	63

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	15
2. OBJETIVOS.....	16
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	17
4. MÉTODOS E ETAPAS DO TRABALHO.....	25
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	26
5.1. Estudo dos Diferentes Tipos de Interação entre Microrganismos e os Correspondentes Modelos Matemáticos.....	26
5.2. Modelagem Matemática de Sistemas de Tratamento de Efluentes por Lodos Ativados.....	26
5.3. Modelo de Sistemas de Tratamento por Lodos Ativados com Variação de Carga.....	40
5.4. Modelo de Interação Microbiana em Sistemas de Tratamento Anaeróbio.....	54
5.5. Modelo de Competição entre Bactérias <i>Gordonia</i> e <i>Acinetobacter</i> em Reator Aeróbio Contínuo e em Sistema Combinado de Reatores Anaeróbio-Aeróbio em Série.....	61
6. CONCLUSÃO.....	67
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	69

1. INTRODUÇÃO

No âmbito do tratamento biológico de efluentes, existem vários processos de uso consagrado, como o tratamento por lodos ativados, tratamento empregando processos anaeróbios, além de lagoas fotossintéticas. Em geral, tem-se um entendimento precário acerca dos fenômenos principais que governam tais processos, não havendo um estudo aprofundado das dinâmicas populacionais nem de como a interação entre os diversos microrganismos afeta a degradação da matéria orgânica e de outros contaminantes.

Em reatores anaeróbios, são nítidas as interações que ocorrem entre os microrganismos, observando-se interações de competição por fontes de energia, principalmente entre os dois gêneros de metanobactérias acetotróficas (*Methanosarcina* e *Methanothrix*) e também entre as metanobactérias hidrogenotróficas com bactérias homoacetogênicas. Outra interação que se destaca é a de comensalismo, na qual os rejeitos de bactérias hidrolíticas fermentativas são utilizados como fonte de energia pelas bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio, retirando do meio substâncias que seriam inibidoras do crescimento das primeiras.

Nesse contexto, o estudo de modelos matemáticos visando descrever a dinâmica populacional de espécies que interagem entre si segundo diversos tipos de relações tais como mutualismo, competição, inibição, comensalismo entre outros, torna-se um requisito fundamental para a compreensão dos processos de tratamento biológico de efluentes visando o funcionamento mais eficiente das unidades que se utilizam da ação interativa de diferentes microrganismos.

O presente trabalho de conclusão de curso constituiu-se numa aplicação desta ferramenta no que tange ao uso de modelos matemáticos para a simulação de processos de tratamento biológico de efluentes, apresentando diversos estudos de casos que incluem desde o estudo de processos aeróbios/anaeróbios e combinados até a análise da estabilidade de tais processos e a resposta transiente dos modelos frente a perturbações de carga dos efluentes.

2. OBJETIVOS

Este projeto tem como objetivo principal estudar a dinâmica populacional: (i) de bactérias floculantes e filamentosas e de protozoários e bactérias em sistemas de lodos ativados, (ii) de bactérias acidogênicas e metanogênicas em processos anaeróbios e (iii) de bactérias *Acinetobacter* sp. e *Gordonia* sp. em sistema combinado de reator anaeróbio e aeróbio com reciclo, visando compreender as relações de competição, predação e mutualismo envolvidas na degradação da matéria orgânica em sistemas anaeróbios, aeróbios (lodos ativados) e sistemas combinados anaeróbios/aeróbios de tratamento de efluentes.

Para o cumprimento do objetivo principal, os seguintes objetivos específicos são propostos:

- Estudar a interação entre bactérias floculantes e filamentosas e suas relações com os protozoários em sistema de lodos ativados convencional;
- Estudar a interação entre bactérias acidogênicas e metanogênicas em processos anaeróbios;
- Estudar a interação entre bactérias *Acinetobacter* sp. e *Gordonia* sp. em processo combinado anaeróbio/aeróbio para remoção de fósforo;
- Simular os tipos de interação microbiana (competição, predação, mutualismo) para os diferentes processos de tratamento estudados;
- Analisar o comportamento dos processos estudados (lodos ativados, processos anaeróbios e reatores anaeróbio/aeróbio) mediante aplicação dos modelos matemáticos de interação microbiana.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Os termos “populações mistas de microorganismos” e “populações heterogêneas” e “populações naturais” são todos usados para denotar sistemas em que a seleção natural ocorre e determina quais organismos vão sobreviver e quais vão predominar no ecossistema. Mudanças em espécies podem ocorrer como resultado de interações naturais entre espécies ou em resposta a estímulos externos como uma mudança no ambiente. Múltiplas espécies microbianas são interagentes não só em sistemas naturais como em tratamento biológico de efluentes (MOSER,1985).

Em sistemas de tratamento de efluentes o principal fenômeno que governa o processo é a ação combinada de microrganismos na deterioração da matéria orgânica, os quais estão sujeitos a relações de interação entre eles dos tipos competição, comensalismo, mutualismo, sinergismo, predação, amensalismo, neutralismo, simbiose e parasitismo. Segundo Moser (1985) os tipos de interação que ocorre entre espécies são definidos como:

- **Competição:** ocorre quando uma comunidade de duas ou mais espécies são mutuamente limitadas por causa de suas dependências comuns em relação a um fator externo;
- **Comensalismo:** é o caso em que o crescimento de uma espécie é promovido pela presença da segunda espécie, sendo que o crescimento da segunda espécie não é afetado pela presença da primeira;
- **Mutualismo:** é uma situação similar à do comensalismo, mas ambas espécies crescem mais rapidamente na presença da outra do que separadamente. Isso pode ser causado pela produção de fatores de crescimento ou produtos que servem de nutrientes;
- **Sinergismo:** é um outro tipo de mutualismo em que a formação de produtos específicos é melhor numa cultura mista do que em uma pura;
- **Predação:** ocorre quando uma espécie engole totalmente e digere a segunda espécie, que desse modo perde a capacidade de se reproduzir;
- **Amensalismo:** é a situação na qual o crescimento de uma população é inibido pela presença de substâncias tóxicas produzidas por uma segunda população representando uma situação contrária à do comensalismo;
- **Neutralismo:** que é relativamente raro, significa que uma espécie não tem efeitos observáveis sobre a outra e vice-versa;
- **Simbiose:** é similar à relação mutualística e ocorre se for necessário para a sobrevivência de uma das espécies;

- Parasitismo: é uma relação difícil de ser distinguida da predação como uma inter-relação microbiana e ocorre quando um organismo se alimenta e se reproduz à custa de tecidos ou fluidos corporais de uma outra espécie.

A Tabela 1 apresenta uma classificação dos efeitos de interação entre duas espécies em uma população microbiana mista.

Tabela 1 – Classificação dos efeitos de interação entre duas espécies em uma população microbiana mista

		Efeito de uma espécie j em uma espécie i (sinal de a_{ij})			
		-	0	+	
Efeito de uma espécie i em uma espécie j (sinal de a_{ji})	-	Competição - -	Amensalismo - 0	Predação - +	
	0	Amensalismo 0 -	Neutralismo 0 0	Comensalismo 0 +	
	+	Predação + -	Comensalismo + 0	Mutualismo + +	

#Classificação das interações interespecíficas, na qual - significa interação negativa de crescimento, + significa interação positiva e 0 significa que não há interferência no crescimento populacional.

Exemplos típicos de aplicação de cultura mista de microrganismos são tratamento de biológico de águas residuárias e digestão aeróbia e anaeróbia por lodos (produção de biogás). Em sistemas de reatores para tratamento biológico de efluentes, uma variedade de reações consecutivas são conhecidas como resultados das atividades da biocinese, conforme ilustrado na Figura 1 (MOSER,1985). Nesta figura apresentam-se seqüências de reações envolvidas em sistemas típicos de tratamento aeróbico de águas residuárias usando lodo ativado como uma população mista. Substrato misto contendo carbono, nitrogênio e fósforo é suprido ($S_{C,N,P}$), o qual então é consumido por bactérias saprófitas (x_1), seguido por uma “fret chain” ($x-x_i$). Sob certas condições, amônia é consumida por bactérias nitrificadoras (x_2) seguida pela desnitrificação por x_3 .

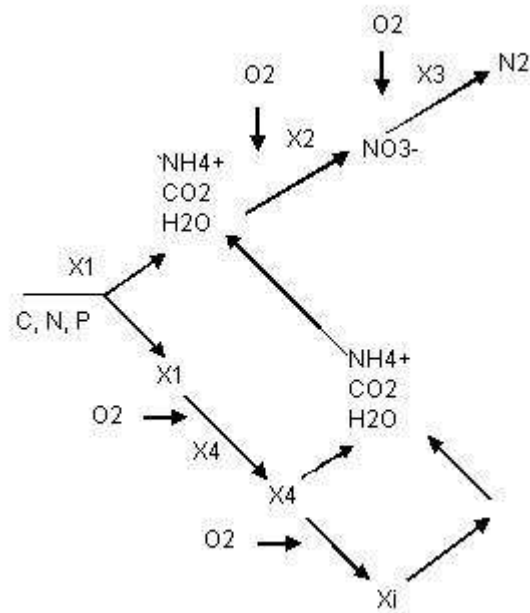


Figura1 – Sequência de reações num típico sistema de tratamento de águas residuárias usando lodos ativados como uma população mista

Existem diversos processos para o tratamento biológico de efluentes, incluindo os sistemas aeróbios e anaeróbios. Dentre os processos aeróbios destacam-se os processos de lodos ativados e as lagoas fotossintéticas. Já os processos anaeróbios, utilizam-se de reatores, os quais podem ser de diferentes tipos tais como reatores de contato anaeróbio, de leito fixo de fluxo ascendente, de manta de lodo (HIRATA, 1997; FORESTI, 1997).

Em um sistema de tratamento biológico aeróbico, os responsáveis primários pela degradação da matéria orgânica são as bactérias heterotróficas. Devido à pressão exercida por um lodo sedimentado, o cultivo é floculento com a maioria dos organismos crescendo na forma de flocos. Assim mesmo abundam organismos maiores como os protozoários, os quais atuam como predadores das bactérias. Os fungos, às vezes, também estão presentes, tendendo a serem organismos nocivos para a operação adequada do sistema, porque sua morfologia filamentosa é prejudicial à formação de flocos densos, reduzindo deste modo a velocidade de sedimentação da biomassa (DURAN, 1997).

O principal componente do processo de lodo ativado é o reator biológico aerado de fluxo contínuo. Este reator aeróbio está associado a um tanque de sedimentação, onde o efluente é clarificado. Uma porção do lodo coletado no tanque de sedimentação é reciclado para o reator biológico, promovendo uma contínua inoculação de lodo. Essa reciclagem estende o tempo de residência do lodo, dando aos microrganismos presentes uma oportunidade de se adaptarem aos nutrientes disponíveis (BAILEY; OLLIS, 1986).

Para entender o mecanismo básico da remoção de substrato que opera nesta unidade, tem-se que examinar a natureza e a morfologia da comunidade de micróbios que cresce na lagoa aerada. Uma bactéria comum na população de sistema de lodos ativados é a *Zoogloea ramigera*. Talvez a mais importante característica desse organismo e também de outros é a propensão de sintetizar e secretar um gel polissacarídeo. Por causa deste gel, os micróbios tendem a se aglomerar em flocos que são chamados de lodos ativados (BAILEY; OLLIS, 1986).

Um fator importante para o controle desse processo é a concentração de bactérias filamentosas. Elas normalmente estão presentes nos flocos bacterianos porém sua quantidade em relação aos flocos deve ser limitada a um certo ponto para que não ocorra problemas na decantação do lodo, devido ao intumescimento do lodo (*bulking*). O fenômeno do *bulking* pode ser também devido ao crescimento da bactéria *Zoogloea ramigera* ou de fungos filamentosos (HIRATA, 1997).

Entre os microrganismos encontrados em lodos ativados operando com esgoto doméstico, algumas espécies são consideradas indicadoras das condições de depuração do sistema de tratamento, como exemplo: a predominância de flagelados indica deficiência de aeração, má depuração e sobrecarga orgânica; predominância de ciliados pedunculados livres indica boas condições de operação (HIRATA, 1997).

Outro processo aeróbio é o de lagoas fotossintéticas, no qual a estabilização dos compostos orgânicos em uma lagoa desse tipo ocorre de maneira análoga à dos demais processos aeróbios, com uma participação predominante de bactérias aeróbias (Figura 2). A diferença em relação a sistemas aerados, é a ausência de flocos ou massas gelatinosas, em virtude de aí viverem organismos em equilíbrio mais estável em relação às fontes de alimento de oxigênio. A principal função das algas nesse sistema é o fornecimento de oxigênio e a remoção de excesso de nitrogênio e fósforo e outros nutrientes, não tendo papel direto na remoção de matéria orgânica (HIRATA, 1997).

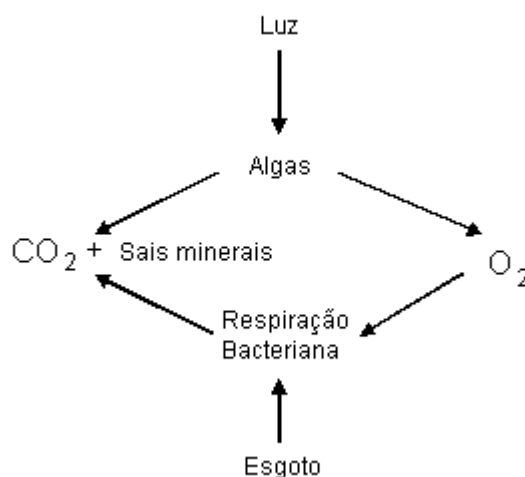


Figura 2. Esquema do processo biológico em lagoas fotossintéticas

A dinâmica populacional em sistemas anaeróbios é extremamente complexa, envolvendo muitos grupos tróficos, e muito suscetível às condições ambientais (HIRATA, 1997). A digestão anaeróbia se caracteriza pela degradação da matéria orgânica, realizada por diferentes grupos populacionais atuando em cadeia, em que, os produtos do metabolismo de um são os substratos do grupo seguinte, numa sucessão de reações até chegar aos produtos finais, o metano e o dióxido de carbono. Assim, um biodigestor anaeróbio apresenta como característica populacional uma forte interação sintrófica, ou seja, a necessidade recíproca entre os diversos grupos para a produção e consumo de substâncias orgânicas próprias do seu metabolismo (HIRATA, 1997).

Uma análise cinética apenas se completa quando se consegue correlacionar as diversas variáveis, de forma a se poder elaborar modelos matemáticos que possam ser úteis para a descrição do processo, bem como possam permitir fazer previsões de comportamento e desempenho, de forma confiável. Pode-se dizer que esta área de modelagem e simulação de processos, apresenta uma potencialidade de uso realmente importante e deve ser considerada e empregada pelos profissionais ligados ao desenvolvimento dos processos fermentativos, entendendo-se, nestas considerações o uso sereno e consciente destas técnicas (JÚNIOR, 1997).

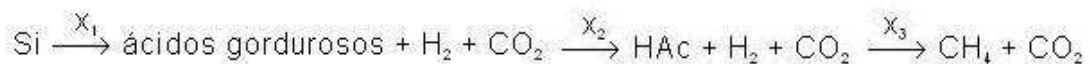
A adoção de modelos cinéticos tem sido particularmente útil no entendimento dos fenômenos inerentes a ecossistemas, dentre os quais a predominância de uma espécie sobre outras, quando todas utilizam a mesma fonte de carbono como substrato preferencial. Nessas condições, as relações de competição se estabelecem e as espécies com melhor desempenho

irão prevalecer sobre as demais e, de certo modo, assumir o controle do processo (FORESTI, 1997).

Segundo Foresti (1997), é amplamente reconhecido que as bactérias metanogênicas acetotróficas operam conjuntamente com as bactérias formadoras de ácidos no controle da concentração de ácido acético e do pH da fermentação, estabelecendo-se uma relação mutualística.

A modelagem matemática em casos de populações mistas de microrganismos é feita através de uma abordagem completamente não estruturada. A consideração do biorreator como uma caixa preta é muitas vezes ou predominantemente usada (exemplos são tratamento biológico de águas residuárias e fermentação do biogás) resultando em valores arbitrários de parâmetros cinéticos de modelos cinéticos simples. Entretanto, de acordo com a macro-abordagem formal algumas melhorias podem ser alcançadas (MOSER, 1985).

Todavia, em casos onde evidentemente populações diferentes são significantes, como na produção de biogás, na qual as três etapas consecutivas de reação (fermentação, acetogênese e metanogênese) com linhagens x_i ocorrem segundo o esquema:



uma modelagem cinética adequada deve seguir uma abordagem mais estruturada, incorporando diferentes linhagens e substratos com propriedades estimulantes e inibidoras (MOSER, 1985).

Uma situação similar mas mais simples ocorre com a nitrificação ou desnitrificação em tratamento biológico de águas residuárias. Ambas têm sido descritas como um processo microbiano em duas etapas. Além dessa área de fascinantes possibilidades de aplicação e de atividades de pesquisa, alguns problemas operacionais de biorreatores deveriam ser referenciados como típicos para populações mistas. Um número infinito de estados estacionários estáveis podem ocorrer no caso da degradação do fenol, o que é tido como sendo de importância geral para a biologia. Esta infinidade de problemas variados na operação de biorreatores ainda está por ser solucionada. Existem relativamente poucos ensaios sistemáticos acerca dos princípios envolvidos nas interações entre espécies diferentes em populações mistas (MOSER, 1985).

Para a descrição dessas inter-relações microbianas encontram-se na literatura vários modelos matemáticos que permitem a simulação da dinâmica populacional sujeita à essas relações. Um exemplo é o modelo de competição de Stewart & Levin. O qual representa um CSTR, no qual uma corrente fresca e estéril de meio de crescimento é alimentada a um vaso a

uma taxa constante, sendo os recursos contidos nela utilizados pelas bactérias consumidoras. Deste modo, as equações para um modelo de competição são do tipo:

$$\frac{dr_j}{dt} = D(c_j - r_j) - \sum_i n_i \mu_{ij}$$

$$\frac{dn_i}{dt} = n_i \left[\sum_j \frac{\mu_{ij}(r_j)}{e_{ij}} - D \right]$$

Visto que μ_i é a taxa de crescimento específico de Monod $\left(\mu_i = \mu_{\max i} \frac{r_j}{r_j + K_i} \right)$

Nas quais:

$D = Q/V$ = taxa de diluição; V = volume de cultura no recipiente; Q = fluxo volumétrico de alimentação do meio de cultura; c_j = concentração do recurso j na corrente de alimentação de meio de cultura; e_{ij} = quantidade requerida do recurso j para o crescimento de um único indivíduo da espécie consumidora i ; $r_j(t)$ = concentração do recurso j no tempo t ; $n_i(t)$ = concentração da espécie consumidora i no tempo t ; $\mu_{\max i}$ = taxa específica de crescimento máxima dos consumidores; K_i = constante de saturação da espécie i .

Para modelos de predador-presa, o modelo de Lotka-Volterra é um exemplo. Uma deficiência na abordagem de Lotka-Volterra é que na ausência do predador, a presa terá um crescimento exponencial ilimitado. Esse comportamento não realista pode ser removido contabilizando-se explicitamente a utilização do substrato pela presa, o qual é limitante do seu crescimento (BAILEY; OLLIS, 1986). Assim as seguintes equações de balanço populacional são obtidas para um CSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*):

$$\frac{ds}{dt} = D(s_0 - s) - \frac{1}{Y_s} \frac{\mu_{n_1, \max} s n_1}{K_s + s}$$

$$\frac{dn_1}{dt} = -Dn_1 + \frac{\mu_{n_1, \max} s n_1}{K_s + s} - \frac{1}{Y_p} \frac{\mu_{p, \max} n_1 n_2}{K_p + n_1}$$

$$\frac{dn_2}{dt} = -Dn_2 + \frac{\mu_{p, \max} n_1 n_2}{K_p + n_1}$$

Nas quais:

n_1 = quantidade de presas; n_2 = quantidade de predadores; s = quantidade de substrato; D = taxa de diluição, definida como sendo a razão entre a vazão volumétrica de alimentação (F) e o volume de meio no reator (V), $D = F/V$; Y_i = coeficiente de rendimento; K_s = constante

de saturação para o consumo de substrato; K_p = constante de saturação para o crescimento do predador na presença das presas; $\mu_{n1,max}$ = taxa específica de crescimento máxima das presas; $\mu_{p,max}$ =taxa específica de crescimento máxima da espécie 2 às custas da predação da espécie 1.

Para BSTR (*Batch Stirred Tank Reactor*), tem-se que $D=0$ e o estudo da dinâmica populacional pode ser conduzido de forma análoga, utilizando-se as mesmas equações.

Para interações mutualísticas o modelo matemático que se assume é da seguinte forma:

$$\begin{aligned}\frac{dN_1}{dt} &= (\mu_1 - D)N_1 \\ \frac{dN_2}{dt} &= (\mu_2 - D)N_2 \\ \frac{dP_1}{dt} &= a_1\mu_1N_1 - \frac{\mu_2N_2}{Y_{2,p1}} - DP_1 \\ \frac{dP_2}{dt} &= a_2\mu_2N_2 - \frac{\mu_1N_1}{Y_{1,p2}} - DP_2\end{aligned}$$

onde a_1 e a_2 são constantes que relacionam a taxa de produção de P_i à taxa de crescimento de N_i ; P_1 e P_2 são as concentrações dos substratos críticos; $Y_{1,p2}$ e $Y_{2,p1}$ são as constantes de crescimento de N_1 em P_2 e de N_2 em P_1 , respectivamente; D é a taxa de diluição, μ_1 e μ_2 são as taxas específicas de crescimento de N_1 e N_2 , respectivamente.

Considerando inibição pelo substrato, segundo a qual em elevadas concentrações de P_1 e/ou P_2 , a taxa de crescimento do consumidor é inibida, obtém-se, μ_1 e μ_2 da seguinte forma:

$$\begin{aligned}\mu_1 &= \mu_{e1} \frac{P_2}{k_{1,p2} + P_2 + \left(\frac{P_2^2}{L_1}\right)} \\ \mu_2 &= \mu_{e2} \frac{P_1}{k_{2,p1} + P_1 + \left(\frac{P_1^2}{L_2}\right)}\end{aligned}$$

onde μ_{e1} e μ_{e2} são as taxas específicas máximas de crescimento se não houvesse inibição (taxa de crescimento de Monod) e L_1 e L_2 são parâmetros de inibição pelos respectivos substratos.

4. MÉTODOS E ETAPAS DO TRABALHO

A metodologia utilizada para a realização do projeto consistiu na implementação, em linguagem de programação FORTRAN, de modelos matemáticos (i) das interações entre bactérias floculantes e filamentosas bem como entre protozoários e bactérias em sistemas de lodos ativados, (ii) da interação entre bactérias acidogênicas e metanogênicas em reatores anaeróbios (iii) e também da bactéria *Acinetobacter* e *Gordonia* em reatores anaeróbio/aeróbio, as quais são encontradas em sistemas de lodos ativados.

A utilização dos modelos estudados, lodos ativados e reator anaeróbio, foi decorrente da dificuldade de encontrar na literatura modelos que representassem outros sistemas de tratamento, tais como lagoas fotossintéticas ou lagoas facultativas.

As etapas em ordem cronológica para o cumprimento do projeto foram:

- Revisão da literatura visando encontrar publicações que abordassem modelos matemáticos de dinâmicas populacionais em processos de tratamento de efluentes;
- Análise e elucidação dos modelos matemáticos encontrados;
- Implementação dos modelos em linguagem computacional;
- Realização de simulações empregando os modelos;
- Análise do comportamento de processos de tratamento biológico de efluentes utilizando os modelos matemáticos.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Estudo dos Diferentes Tipos de Interação entre Microrganismos e os Correspondentes Modelos Matemáticos

Por não se constituir no foco principal deste trabalho, os resultados do estudo dos diferentes tipos de interação entre microrganismos e dos correspondentes modelos matemáticos, estão apresentados no Apêndice I.

5.2. Modelagem Matemática de Sistemas de Tratamento de Efluentes por Lodos Ativados

O sistema de Lodos Ativados é amplamente utilizado, em nível mundial, para o tratamento de despejos domésticos e industriais nos quais são necessários reduzidos requisitos de área e elevada qualidade do efluente. No entanto, o sistema de lodos ativados possui grau de mecanização superior ao de outros sistemas de tratamento, implicando em uma operação mais sofisticada e em maiores consumos de energia elétrica (von Sperling, 2002).

Um sistema convencional de tratamento por lodos ativados é constituído de três unidades, sendo elas o tanque de aeração (reator), o tanque de decantação (decantador secundário) e a recirculação do lodo (reciclo), conforme esquematizado na Figura 3.

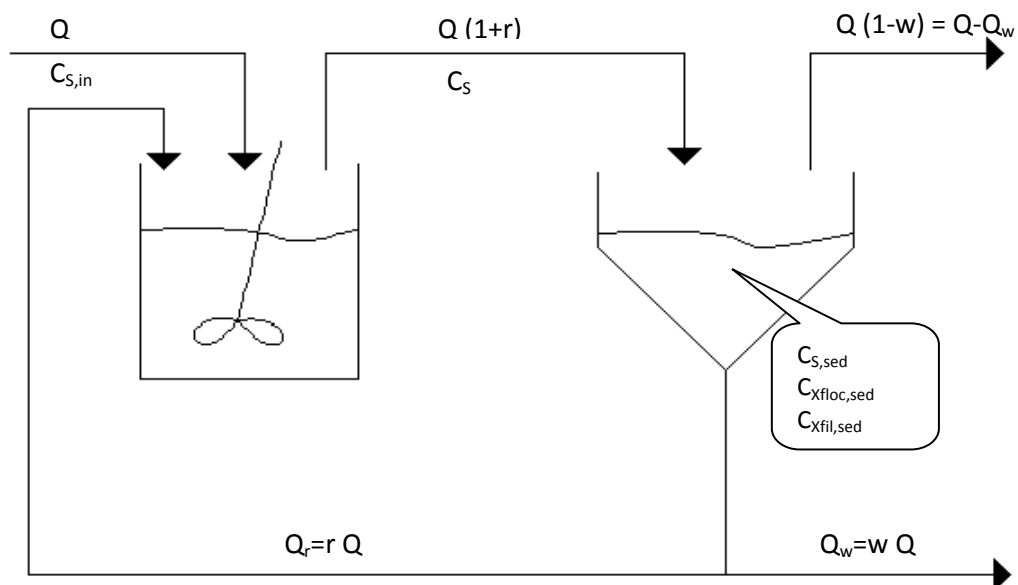


Figura 3 – Esquema das unidades da etapa biológica do sistema de lodos ativados

No reator ocorrem as reações bioquímicas de remoção da matéria orgânica sendo que a biomassa se utiliza do substrato presente no esgoto bruto para se reproduzir. No decantador secundário ocorre a sedimentação dos sólidos (biomassa), permitindo que o efluente final saia clarificado. Os sólidos sedimentados no fundo do decantador secundário são recirculados para o reator, aumentando a concentração de biomassa no mesmo, sendo isso o fator responsável pela elevada eficiência do sistema (von Sperling, 2002).

A biomassa pode ser facilmente separada no decantador secundário devido à sua propriedade de flocular, a qual se deve ao fato de as bactérias possuírem uma matriz gelatinosa, que permite a aglutinação das bactérias e outros microrganismos, tornando o floco com maiores dimensões, facilitando a decantação (Figura 4) (von Sperling, 2002).

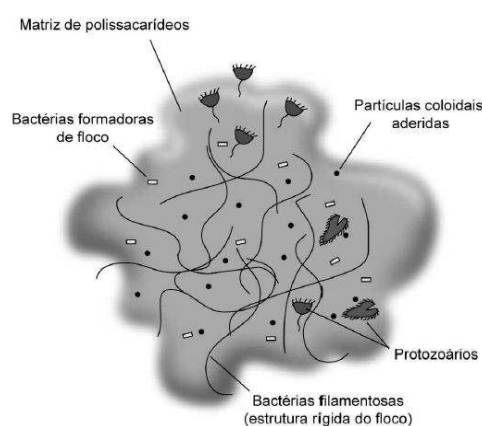


Figura 4 – Esquema de um floco de lodo ativado (Reproduzido de von Sperling, 2002)

A diversidade da comunidade biológica encontrada na biomassa que constitui os flocos do lodo ativado é muito grande, contendo muitas espécies de bactérias, fungos, protozoários e micrometazoários. Os protozoários têm como função principal a clarificação do efluente por meio da predação das bactérias que não floculam e deste modo não sedimentam no decantador. O floco do lodo ativado é constituído por fragmentos orgânicos não digeridos, por uma fração inorgânica, por células mortas e principalmente por uma grande variedade de bactérias, entre elas as bactérias formadoras de flocos e as bactérias filamentosas (Cordi *et al.*, 2007), sendo estas de fundamental importância para a formação dos flocos e o conseqüente bom funcionamento do sistema de lodos ativados. Apesar de as bactérias filamentosas terem grande importância na estrutura do floco, seu crescimento deve ser limitado, pois quando ocorre em excesso não permite a sedimentação do lodo, provocando um fenômeno conhecido como intumescimento filamentoso ou “bulking” (Cordi *et al.*, 2007), o que resulta em uma baixa concentração de biomassa na corrente de reciclo, dificultando o estabelecimento da concentração de lodo requerida no tanque de aeração.

Considerando o esquema mostrado na Figura 3 e admitindo não haver biomassa no efluente do sistema nem substrato na corrente de reciclo e nem na de descarte de biomassa, as taxas de variação com o tempo da concentração de bactérias formadoras de flocos e filamentosas no reator e no sedimentador podem ser descritas pelas seguintes equações:

REATOR:

$$\frac{dC_S}{dt} = D(C_{S,in} - (1+r)C_S) - \frac{\mu_{floc} C_{Xfloc}}{Y_{floc}} - \frac{\mu_{fil} C_{Xfil}}{Y_{fil}}$$

$$\frac{dC_{Xfloc}}{dt} = rDC_{Xfloc, sed} - (1+r)DC_{Xfloc} + \mu_{floc} C_{Xfloc}$$

$$\frac{dC_{Xfil}}{dt} = rDC_{Xfil, sed} - (1+r)DC_{Xfil} + \mu_{fil} C_{Xfil}$$

SEDIMENTADOR:

$$\frac{dC_{S, sed}}{dt} = (1+r)\frac{Q}{V_{sed}}C_S - (1-w)\frac{Q}{V_{sed}}C_{S, sed}$$

$$\frac{dC_{Xfloc, sed}}{dt} = (1+r)\frac{Q}{V_{sed}}C_{Xfloc} - (r+w)\frac{Q}{V_{sed}}\beta_{floc}C_{Xfloc}$$

$$\frac{dC_{Xfil, sed}}{dt} = (1+r)\frac{Q}{V_{sed}}C_{Xfil} - (r+w)\frac{Q}{V_{sed}}\beta_{fil}C_{Xfil}$$

Nas quais:

- C_S , C_{Xfloc} e C_{Xfil} são respectivamente as concentrações de substrato (g/L), de bactérias formadoras de flocos e de bactérias filamentosas (g MLSS/L);
- $C_{S, sed}$, $C_{Xfloc, sed}$ e $C_{Xfil, sed}$ são respectivamente as concentrações de substrato, bactérias formadoras de flocos e filamentosas no decantador;
- D é a taxa de diluição (h^{-1}), que é dada pela razão entre a vazão volumétrica de alimentação e o volume do reator ($D=Q/V$) (nos sistemas de lodos ativados, o tempo de detenção hidráulica é bem baixo, da ordem de horas, implicando que o volume do tanque de aeração seja bem reduzido (von Sperling, 2000));
- $C_{S, in}$ é a concentração de substrato na corrente de alimentação (g/L);
- Y_{floc} e Y_{fil} são os fatores de crescimento das bactérias formadoras de flocos e filamentosas no substrato (g MLSS/g);
- Q é a vazão volumétrica de alimentação (L/h);
- V_{sed} é o volume do decantador (L);
- r é a taxa de reciclo da biomassa;

- w é a taxa de descarte da biomassa;
- β é o fator de espessamento das bactérias no decantador (visto que as bactérias formadoras de floco se aglomeram melhor que as filamentosas, tem-se que $\beta_{floc} > \beta_{fil}$);
- μ_{floc} e μ_{fil} são as taxas específicas de crescimento das bactérias floculentas e filamentosas respectivamente, as quais são descritas pela equação de Monod.

Considerando que a estabilidade e o comportamento do sistema são determinados pela dinâmica mais lenta, pode-se assumir que o sedimentador está sempre em estado estacionário em comparação com o reator. Isso porque a dinâmica no sedimentador é muito mais rápida do que a dinâmica no reator, pois no sedimentador só ocorrem fenômenos de transporte, enquanto que no reator ocorrem fenômenos de transporte e também reacionais (biotransformação). Deste modo, as equações diferenciais representativas dos balanços de massa no sedimentador podem ser reduzidas às seguintes equações algébricas:

$$\frac{dC_{S, sed}}{dt} = 0 \Rightarrow C_{S, sed} = \frac{(1+r)}{(1-w)} C_S$$

$$\frac{dC_{X_{floc, sed}}}{dt} = 0 \Rightarrow C_{X_{floc, sed}} = \frac{(1+r)}{\beta_{floc}(w+r)} C_{X_{floc}}$$

$$\frac{dC_{X_{fil, sed}}}{dt} = 0 \Rightarrow C_{X_{fil, sed}} = \frac{(1+r)}{\beta_{fil}(w+r)} C_{X_{fil}}$$

Substituindo-se estes resultados nas equações diferenciais representativas dos balanços de massa no reator, obtém-se as seguintes equações:

$$\frac{dC_S}{dt} = D(C_{S, in} - (1+r)C_S) - \frac{\mu_{floc}}{Y_{floc}} C_{X_{floc}} - \frac{\mu_{fil}}{Y_{fil}} C_{X_{fil}}$$

$$\frac{dC_{X_{floc}}}{dt} = \mu_{floc} C_{X_{floc}} - \bar{D} C_{X_{floc}}$$

$$\frac{dC_{X_{fil}}}{dt} = \mu_{fil} C_{X_{fil}} - \bar{D} C_{X_{fil}}$$

onde: $\bar{D} = \frac{w(1+r)}{r+w} D$

A redução do modelo é permitida no caso porque a dinâmica no sedimentador é mais rápida do que a dinâmica no reator e porque o modelo reduzido tem as mesmas propriedades de estabilidade do modelo completo (Cenens *et al.*, 1999).

Analisando-se o comportamento qualitativo das velocidades específicas de crescimento das bactérias quando $K_{S, floc} > K_{S, fil}$ e $\mu_{max, floc} > \mu_{max, fil}$ (Figura 5), observa-se que as

bactérias filamentosas são favorecidas em baixas concentrações de substrato, enquanto que as bactérias formadoras de flocos em altas concentrações de substrato (Cenens *et al.*, 1999).

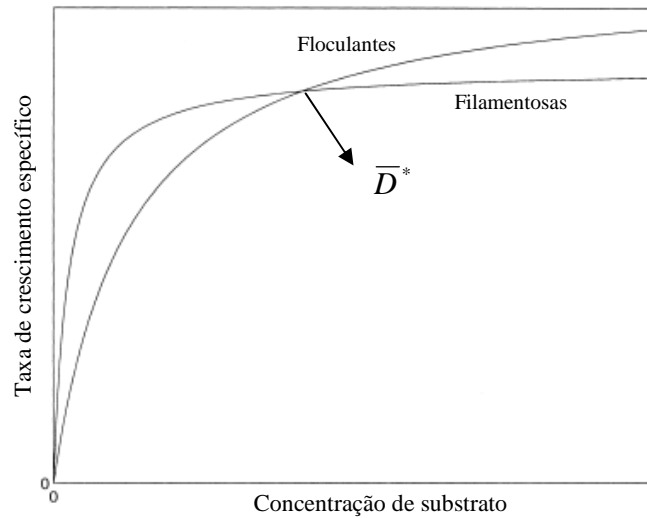


Figura 5 – Características qualitativas da cinética de crescimento das bactérias formadoras de flocos e das filamentosas quando $K_{S,floc} > K_{S,fil}$ e $\mu_{max,floc} > \mu_{max,fil}$

Observa-se na Figura 5 que é possível ocorrer a coexistência de ambas as espécies e que a sobrevivência delas é determinada pelos parâmetros operacionais D , r e w .

Cenens *et al.* (1999) realizaram um estudo de estabilidade do modelo original reduzido e concluíram que a coexistência somente é possível quando:

$$\bar{D} = \bar{D}^* = \frac{\mu_{max,fil} K_{S,floc} - \mu_{max,floc} K_{S,fil}}{K_{S,floc} - K_{S,fil}}$$

Este valor de taxa de diluição define quatro casos distintos, os quais foram simulados empregando-se o modelo reduzido e os parâmetros apresentados na Tabela 2.

Os quatro casos simulados estão apresentados na Tabela 3. Para a integração numérica das equações foram consideradas as seguintes condições iniciais: $C_S(0)=1\text{g/L}$, $C_{Xfloc}(0)=10\text{g/L}$, $C_{Xfil}(0)=10\text{g/L}$.

Tabela 2 – Parâmetros usados na simulação do processo de lodos ativados empregando o modelo original reduzido

Bactérias	μ_{max} (h ⁻¹)	K_S (g/L)	Y (g MLSS/g)	Parâmetros operacionais					
				r (-)	w (-)	V_{sed} (L)	$C_{S,in}$ (g/L)	V (L)	Q (L/h)
Floculantes	1,1	0,4	0,6	r (-)	w (-)	V_{sed} (L)	$C_{S,in}$ (g/L)	V (L)	Q (L/h)
Filamentosas	0,7	0,2	0,6	0,5	0,1	3,0	25,0	10,0	11,0

Tabela 3 – Estados estacionários e condições de no reator estabilidade para o processo de lodos ativados segundo o modelo original reduzido

	Valores calculados analiticamente	Valores calculados numericamente
<p>1. Lavagem das bactérias floculantes</p> <p>i. Valores no estado estacionário:</p> $\bar{D} = \mu_{fil}$ $C_S^* = \frac{K_{S,fil} \bar{D}}{\mu_{max,fil} - \bar{D}}$ $C_{Xfil}^* = \left(\frac{C_{S,in}}{1+r} - C_S^* \right) Y_{fil} \frac{r+w}{w}$ $C_{Xfloc}^* = 0$ <p>ii. Estabilidade: Estável se $\bar{D} < \bar{D}^*$</p>	$\bar{D}^* = 0,3$ $\bar{D} = 0,1$ $C_S^* = 0,033333333$ $C_{Xfil}^* = 59,88$ $C_{Xfloc}^* = 0$	$\bar{D} = 0,1$ $C_S^* = 0,0333333333$ $C_{Xfil}^* = 59,88$ $C_{Xfloc}^* = 8,57865185 \times 10^{-66}$
<p>2. Coexistência</p> <p>i. Valores no estado estacionário:</p> $\bar{D} = \mu_{fil} = \mu_{floc}$ $C_S^* = \frac{\mu_{max,fil} K_{S,floc} - \mu_{max,floc} K_{S,fil}}{\mu_{max,floc} - \mu_{max,fil}}$ $\frac{C_{X,floc}^*}{Y_{floc}} + \frac{C_{X,fil}^*}{Y_{fil}} = \left(\frac{C_{S,in}}{1+r} - C_S^* \right) \frac{r+w}{w}$ <p>ii. Estabilidade: $\bar{D} = \bar{D}^*$ (Localmente estável)</p>	$\bar{D}^* = 0,3$ $\bar{D} = 0,3$ $C_S^* = 0,149999961$ $C_{Xfil}^* = 23,3498821$ $C_{Xfloc}^* = 36,21101189$	$\bar{D} = 0,3$ $C_S^* = 0,15$ $C_{Xfil}^* = 23,3498799$ $C_{Xfloc}^* = 36,1101201$
<p>3. Lavagem das bactérias filamentosas</p> <p>i. Valores no estado estacionário:</p> $\bar{D} = \mu_{floc}$ $C_S^* = \frac{K_{S,floc} \bar{D}}{\mu_{max,floc} - \bar{D}}$ $C_{Xfloc}^* = \left(\frac{C_{S,in}}{1+r} - C_S^* \right) Y_{floc} \frac{r+w}{w}$ $C_{Xfil}^* = 0$ <p>ii. Estabilidade: Estável se $\bar{D}^* < \bar{D} < \mu_{max,floc}$</p>	$\bar{D}^* = 0,3$ $\bar{D} = 1,0$ $C_S^* = 4,0$ $C_{Xfil}^* = 0$ $C_{Xfloc}^* = 45,6$	$\bar{D} = 1,0$ $C_S^* = 4,0$ $C_{Xfil}^* = 7,41592534 \times 10^{-321}$ $C_{Xfloc}^* = 45,6$
<p>4. Lavagem das bactérias floculantes e filamentosas</p> <p>i. Valores no estado estacionário:</p> $C_S^* = \frac{C_{S,in}}{1+r}$ $C_{Xfloc}^* = 0$ $C_{Xfil}^* = 0$ <p>ii. Estabilidade: Estável se $\bar{D} > \mu_{max,floc} \frac{C_{S,in}}{K_{S,floc} + C_{S,in}}$</p>	$\bar{D}^* = 0,3$ $C_S^* = 16,6666667$ $C_{Xfil}^* = 0$ $C_{Xfloc}^* = 0$	$C_S^* = 16,666667$ $C_{Xfil}^* = 3,058266 \times 10^{-321}$ $C_{Xfloc}^* = 5,805271 \times 10^{-321}$

As Figuras 6 a 9 mostram o comportamento da concentração de bactérias floculantes e de filamentosas ao longo do tempo de integração para os quatro casos analisados.

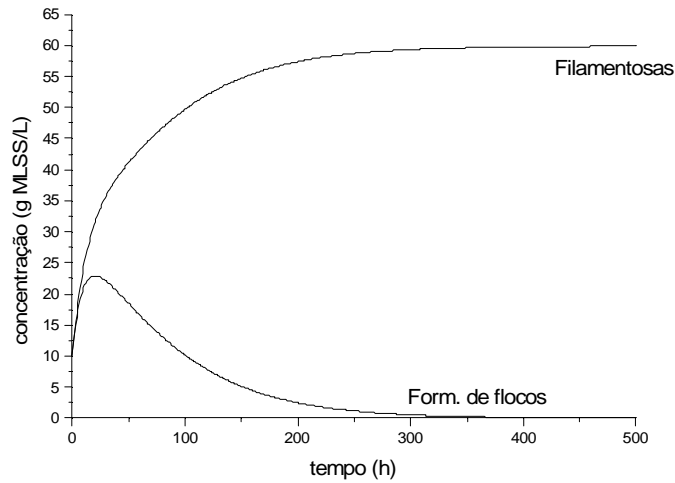


Figura 6 – Interação das bactérias filamentosas com as formadoras de flocos levando à lavagem das formadoras de flocos

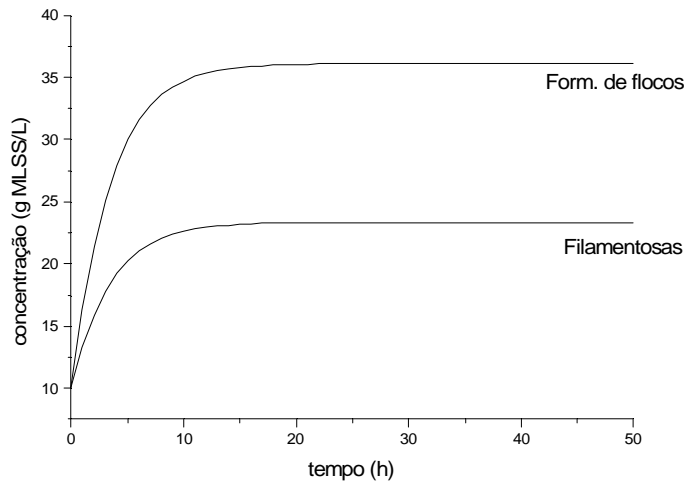


Figura 7 – Interação das bactérias filamentosas com as formadoras de flocos levando à coexistência

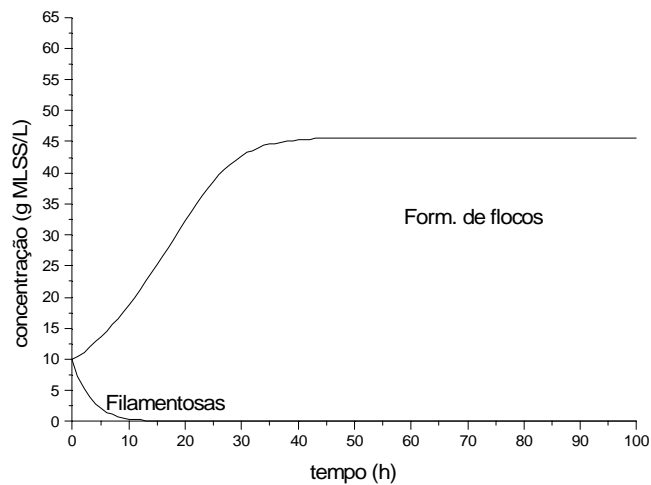


Figura 8 – Interação das bactérias filamentosas com as formadoras de flocos levando à lavagem das filamentosas

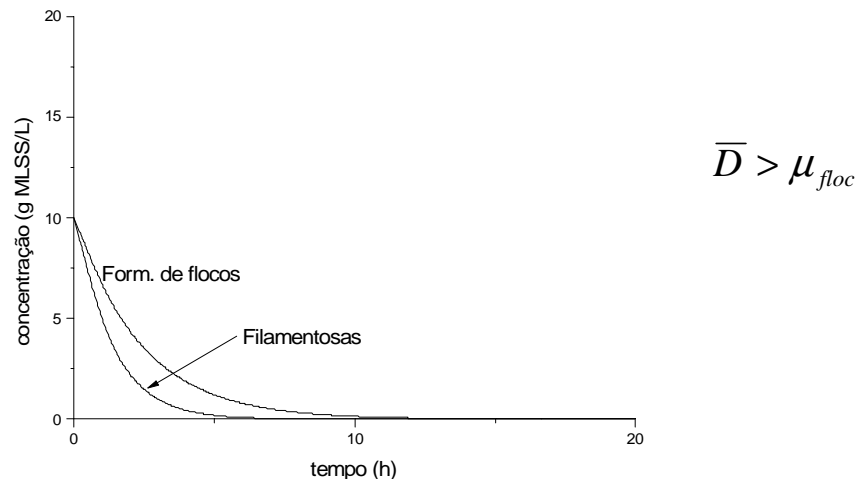


Figura 9 – Interação das bactérias filamentosas com as formadoras de flocos levando à lavagem de ambas as bactérias

Observa-se na Figura 10 que a coexistência é um estado localmente estável, sendo os valores da concentração de cada tipo de bactéria no estado estacionário dependentes das condições iniciais usadas para a integração das equações diferenciais. Entretanto, verifica-se que para estes distintos pares de valores das concentrações de bactérias floculantes e filamentosas, a somatória dessas concentrações (concentração total de bactérias) é sempre igual a 59,46 g/L, independente das condições iniciais adotadas, indicando que o modelo seria adequado caso não houvesse segregação da população microbiana.

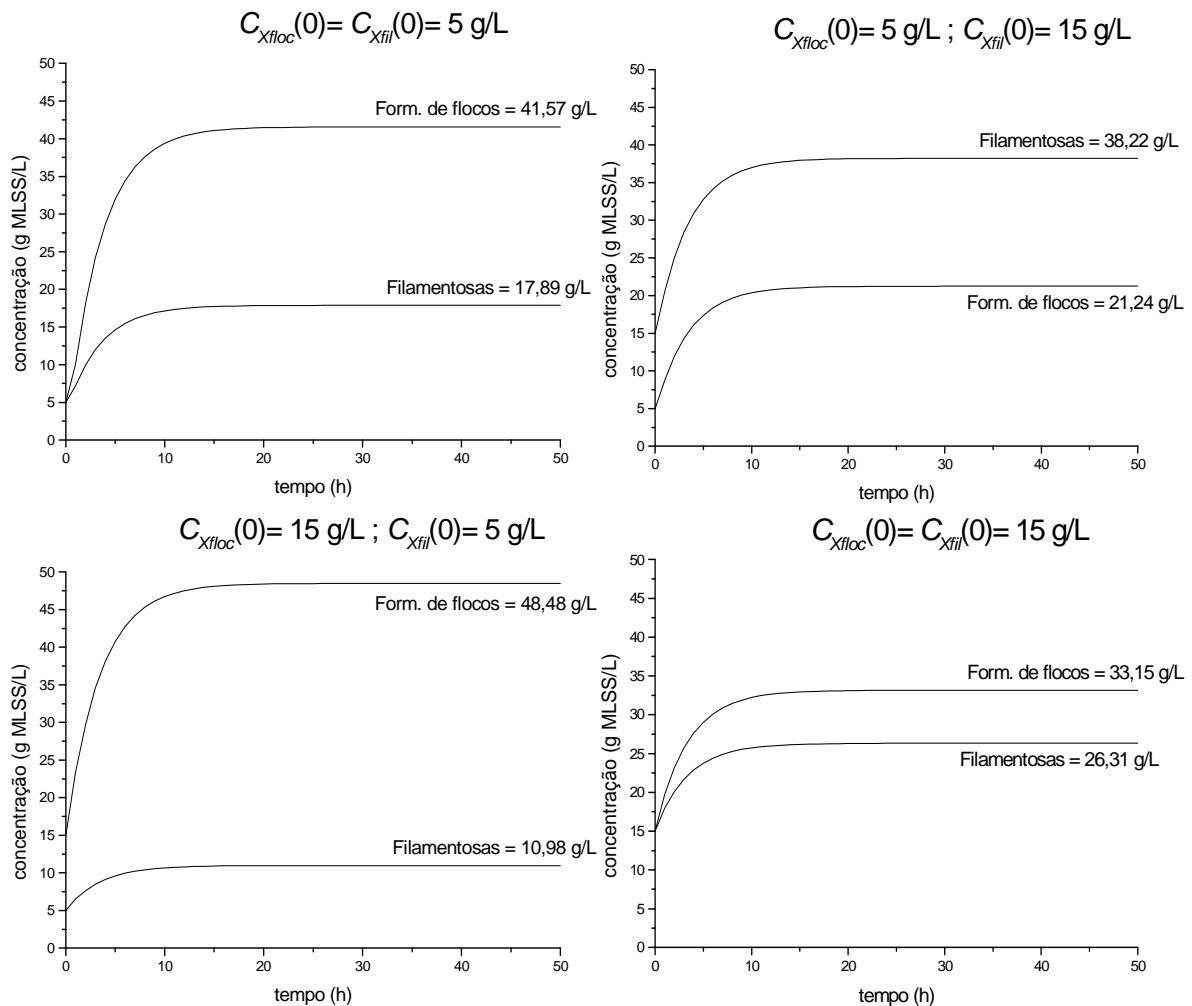


Figura 10 – Perfis de concentração de bactérias floculantes e filamentosas em função do tempo para diferentes condições iniciais e $\bar{D} = \bar{D}^*$ adotadas para a integração numérica das equações

Portanto, o modelo apresentado não é capaz de representar uma gama de condições operacionais na qual ocorre a coexistência de ambas bactérias, o que ocorre em processos de tratamento de efluentes por lodos ativados que é a coexistência estável das bactérias formadoras de flocos com as bactérias filamentosas, as quais apesar de competirem pelo mesmo substrato são importantes para o bom andamento do processo.

Deste modo, para obter um modelo mais realista, que represente a coexistência estável de ambas as espécies, as equações do modelo devem ser modificadas para que isso se torne possível. Essas modificações devem fazer com que o modelo descreva a coexistência das bactérias formadoras de flocos e as filamentosas no processo de tratamento por lodos ativados em um intervalo maior de condições operacionais, o que pode ser conseguido levando-se em conta o fenômeno de enrijecimento filamentoso do floco conforme proposto por Cenens *et al.* (2000).

A teoria do enrijecimento filamentoso dos flocos em sistemas de lodos ativados assume que a estrutura do floco é formada por dois níveis. O primeiro, chamado de

microestrutura, depende da biofloculação das bactérias formadoras de flocos. O segundo é a macroestrutura, formada pelas bactérias filamentosas, as quais dão firmeza aos flocos, sendo que as bactérias formadoras de flocos se agrupam com os polímeros extracelulares de maneira estável.

Baseado na teoria do enrijecimento filamentosos, o modelo original foi estendido para levar em conta as bactérias filamentosas que são utilizadas para a formação de flocos, obtendo-se as seguintes equações (Cenens *et al.*, 2000):

$$\begin{aligned}\frac{dC_S}{dt} &= D(C_{S,in} - (1+r)C_S) - \frac{\mu_{floc} C_{Xfloc}}{Y_{floc}} - \frac{\mu_{fil} C_{Xfil}}{Y_{fil}} \\ \frac{dC_{Xfloc}}{dt} &= rDC_{Xfloc, sed} - (1+r)DC_{Xfloc} + \mu_{floc} C_{Xfloc} + \alpha \frac{Y_{floc}}{Y_{fil}} C_{Xfil} \\ \frac{dC_{Xfil}}{dt} &= rDC_{Xfil, sed} - (1+r)DC_{Xfil} + \mu_{fil} C_{Xfil} - \alpha C_{Xfil} \\ \frac{dC_{S, sed}}{dt} &= (1+r) \frac{Q}{V_{sed}} C_S - (1-w) \frac{Q}{V_{sed}} C_{S, sed} \\ \frac{dC_{Xfloc, sed}}{dt} &= (1+r) \frac{Q}{V_{sed}} C_{Xfloc} - (r+w) \frac{Q}{V_{sed}} \beta_{floc} C_{Xfloc} \\ \frac{dC_{Xfil, sed}}{dt} &= (1+r) \frac{Q}{V_{sed}} C_{Xfil} - (r+w) \frac{Q}{V_{sed}} \beta_{fil} C_{Xfil}\end{aligned}$$

Aplicando-se a mesma estratégia de redução de modelo adotada anteriormente, obtém-se as seguintes equações:

$$\begin{aligned}\frac{dC_S}{dt} &= D(C_{S,in} - (1+r)C_S) - \frac{\mu_{floc}}{Y_{floc}} C_{Xfloc} - \frac{\mu_{fil}}{Y_{fil}} C_{Xfil} \\ \frac{dC_{Xfloc}}{dt} &= \mu_{floc} C_{Xfloc} - \bar{D} C_{Xfloc} + \alpha \frac{Y_{floc}}{Y_{fil}} C_{Xfil} \\ \frac{dC_{Xfil}}{dt} &= \mu_{fil} C_{Xfil} - \bar{D} C_{Xfil} - \alpha C_{Xfil}\end{aligned}$$

onde: $\bar{D} = \frac{w(1+r)}{r+w} D$

Nestas equações, o parâmetro α (h^{-1}), do ponto de vista biológico, representa a fração de bactérias filamentosas incorporadas ao floco enquanto que, do ponto de vista matemático, representa um fator estabilizante do modelo, o qual faz com que a coexistência estável das bactérias ocorra em um intervalo de valores de \bar{D} ($\bar{D}_1 < \bar{D} < \bar{D}_2$) e não em um único valor como ocorre para o modelo original (Figura 11).

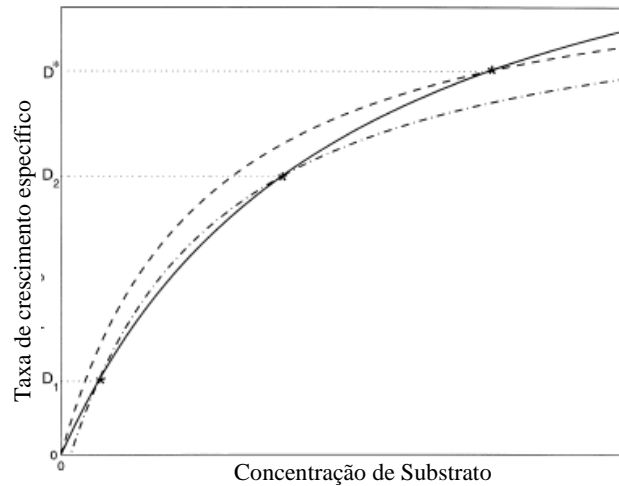


Figura 11 – Intervalo dos valores de D entre D_1 e D_2

As expressões matemáticas para os valores de \bar{D} que definem este intervalo são as seguintes:

$$\bar{D}_1 = \frac{(\bar{D}^* - \alpha) - \sqrt{(\alpha - \bar{D}^*)^2 - \frac{4\alpha K_{S,fil} \mu_{max,floc}}{K_{S,floc} K_{S,fil}}}}{2}$$

$$\bar{D}_2 = \frac{(\bar{D}^* - \alpha) + \sqrt{(\alpha - \bar{D}^*)^2 - \frac{4\alpha K_{S,fil} \mu_{max,floc}}{K_{S,floc} - K_{S,fil}}}}{2}$$

$$\bar{D}^* = \frac{\mu_{max,fil} K_{S,floc} - \mu_{max,floc} K_{S,fil}}{K_{S,floc} - K_{S,fil}}$$

Os valores de \bar{D}_1 e \bar{D}_2 são completamente determinados pelos parâmetros cinéticos e também pelo valor de α . Por meio de diversas simulações, verificou-se numericamente que o valor de α deve estar compreendido entre 0 e 0,0180652 para que os valores de \bar{D}_1 e \bar{D}_2 sejam números reais positivos (Figura 12). Valores de α acima do limite superior levam a obtenção de números complexos para \bar{D}_1 e \bar{D}_2 .

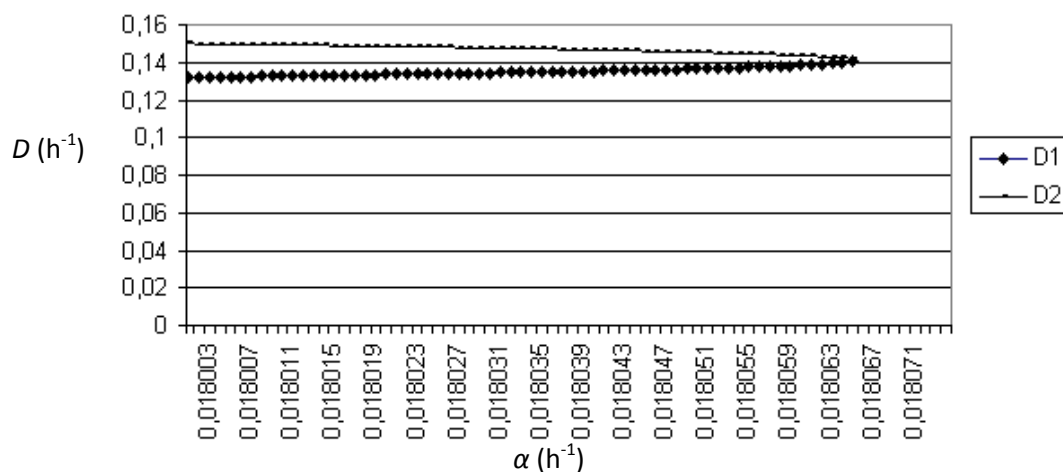


Figura 12 – Valores de \bar{D}_1 e \bar{D}_2 em função de α

Estes valores de \bar{D}_1 e \bar{D}_2 levam a três casos distintos, os quais estão sumarizados na Tabela 4. Para a simulação desses casos, os parâmetros usados foram os mesmos da Tabela 1, além de $\alpha=0,01h^{-1}$ e as seguintes condições iniciais: $C_S(0)=1g/L$, $C_{floc}(0)=10g/L$ e $C_{fil}(0)=10g/L$.

Tabela 4 – Estados estacionários e condições de estabilidade para o processo de lodos ativados segundo o modelo modificado reduzido

	Valores calculados analiticamente	Valores calculados numericamente
<p>1. Lavagem das bactérias filamentosas</p> <p>i. Valores no estado estacionário:</p> $\bar{D} = \mu_{floc}$ $C_S^* = \frac{K_{S,floc} \bar{D}}{\mu_{max,floc} - \bar{D}}$ $C_{Xfloc}^* = \left(\frac{C_{S,in}}{1+r} - C_S^* \right) Y_{floc} \frac{r+w}{w}$ $C_{Xfil}^* = 0$ <p>ii. Estabilidade:</p> <p>Estável se $\bar{D} < \bar{D}_1 \vee \bar{D} > \bar{D}_2$</p>	$\bar{D}_1 = 0,0448750891$ $\bar{D}_2 = 0,245124862$ $\bar{D} = 0,5$ $C_S^* = 0,333333272$ $C_{Xfloc}^* = 58,8$ $C_{Xfil}^* = 0$	$\bar{D} = 0,5$ $C_S^* = 0,333333333$ $C_{Xfloc}^* = 58,8$ $C_{Xfil}^* = 3,26517377 \times 10^{-314}$
<p>2. Coexistência</p> <p>i. Valores no estado estacionário:</p> $\bar{D} = \mu_{fil} - \alpha$ $C_S^* = \frac{K_{S,fil} (\bar{D} + \alpha)}{\mu_{max,fil} - (\bar{D} + \alpha)}$ $C_{Xfloc}^* = \left(\frac{C_{S,in}}{1+r} - C_S^* \right) \frac{\alpha Y_{floc}}{\alpha + \bar{D} - \mu_{floc}} \frac{w+r}{w}$ $C_{Xfil}^* = \left(\frac{C_{S,in}}{1+r} - C_S^* \right) \frac{Y_{fil} (\bar{D} - \mu_{floc})}{\alpha + \bar{D} - \mu_{floc}} \frac{w+r}{w}$ <p>ii. Estabilidade: Estável se $D_1 < \bar{D} < D_2$</p>	$\bar{D} = 0,1$ $C_S^* = 0,037288135$ $C_{Xfloc}^* = 36,95063512$ $C_{Xfil}^* = 22,91512816$	$\bar{D} = 0,1$ $C_S^* = 0,0372881356$ $C_{Xfloc}^* = 36,9506382$ $C_{Xfil}^* = 22,9151245$
<p>3. Lavagem das bactérias floculantes e filamentosas</p> <p>i. Valores no estado estacionário:</p> $C_S^* = \frac{C_{S,in}}{1+r}$ $C_{Xfloc}^* = 0$ $C_{Xfil}^* = 0$ <p>ii. Estabilidade:</p> <p>Estável se $\bar{D} > \mu_{max,floc} \frac{C_{S,in}}{K_{S,floc} + C_{S,in}}$</p>	$C_S^* = 16,6666667$ $C_{Xfloc}^* = 0$ $C_{Xfil}^* = 0$	$C_S^* = 16,6666667$ $C_{Xfloc}^* = 2,00343619 \times 10^{-320}$ $C_{Xfil}^* = 4,76773348 \times 10^{-321}$

Assim, simulando-se a interação das bactérias formadoras de flocos com as filamentosas utilizando-se o modelo modificado reduzido, obtém-se as Figuras 13 a 15 para os casos descritos na Tabela 3.

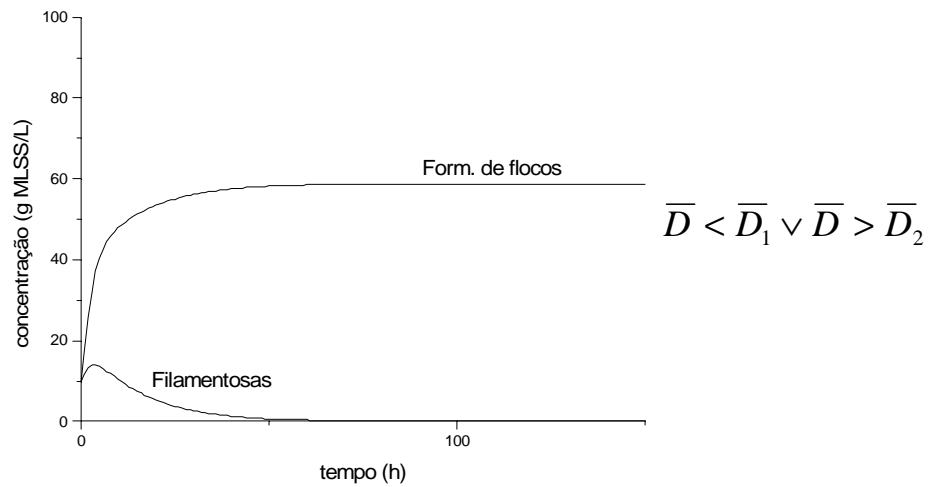


Figura 13 – Interação das bactérias filamentosas com as formadoras de flocos levando a lavagem das bactérias filamentosas

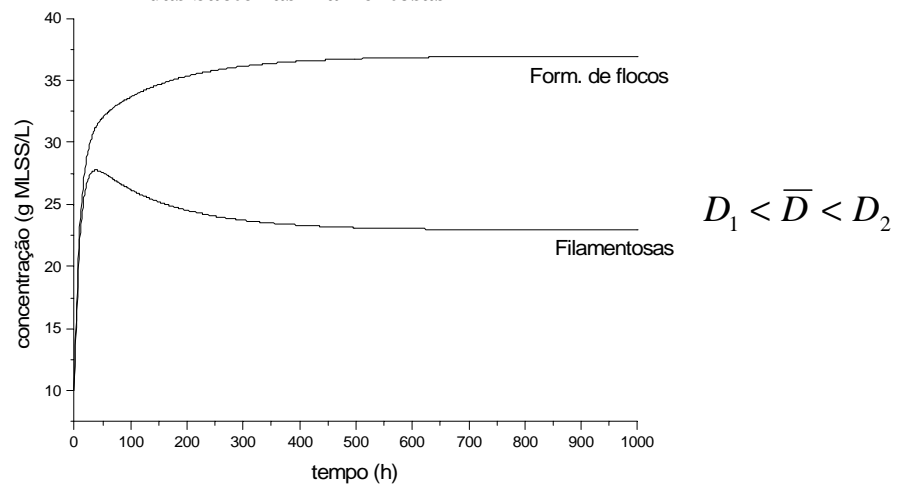


Figura 14 – Interação das bactérias filamentosas com as formadoras de flocos levando a coexistência de ambas espécies

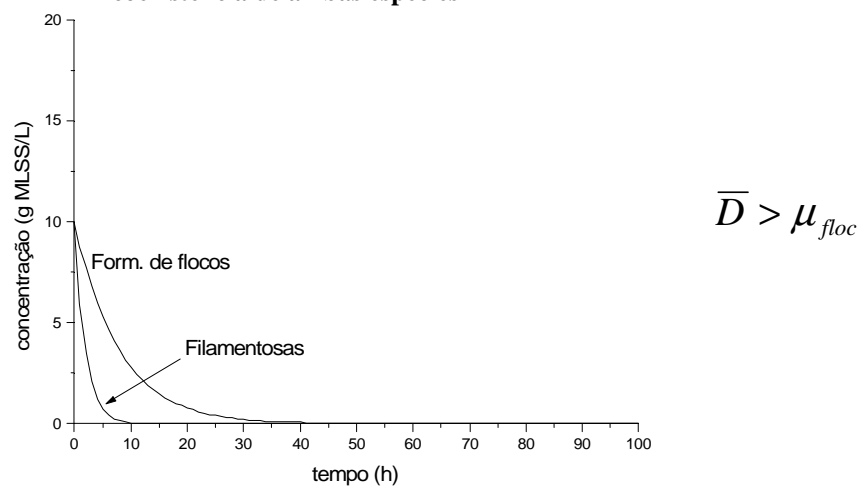
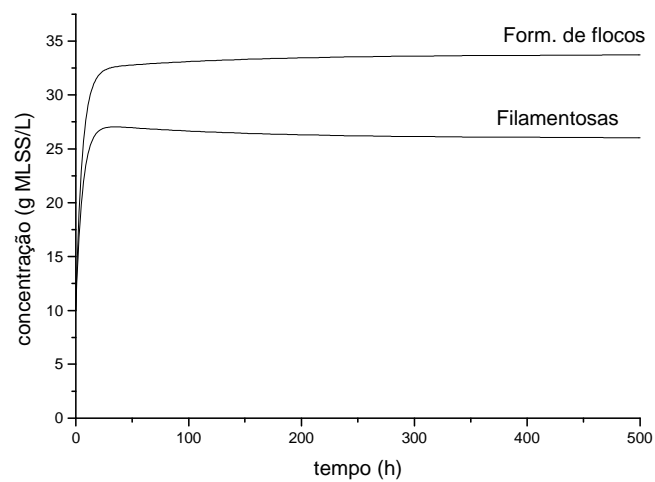
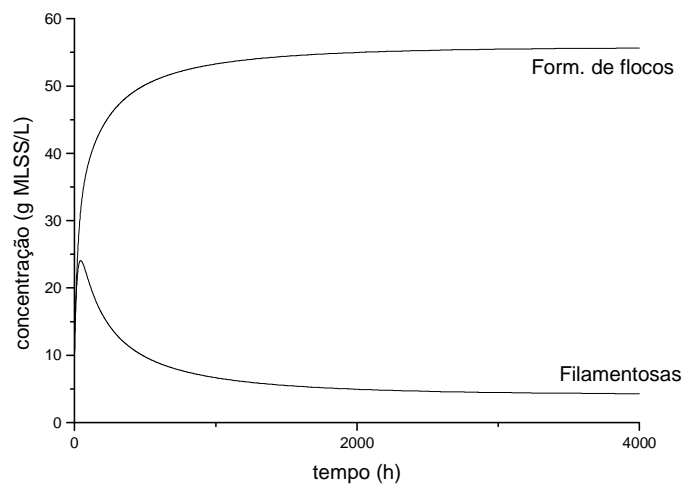
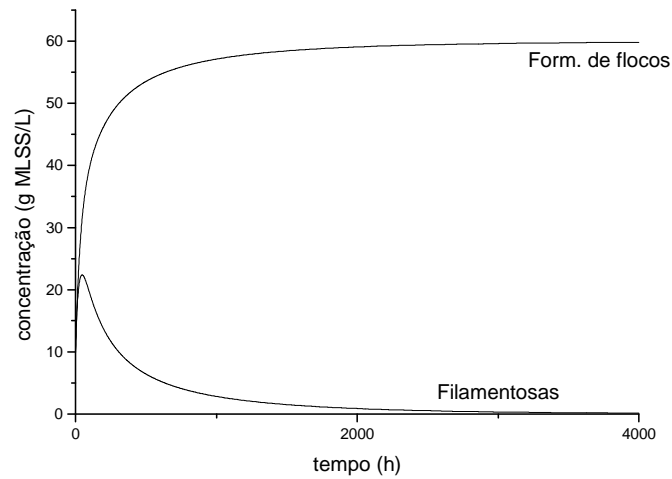
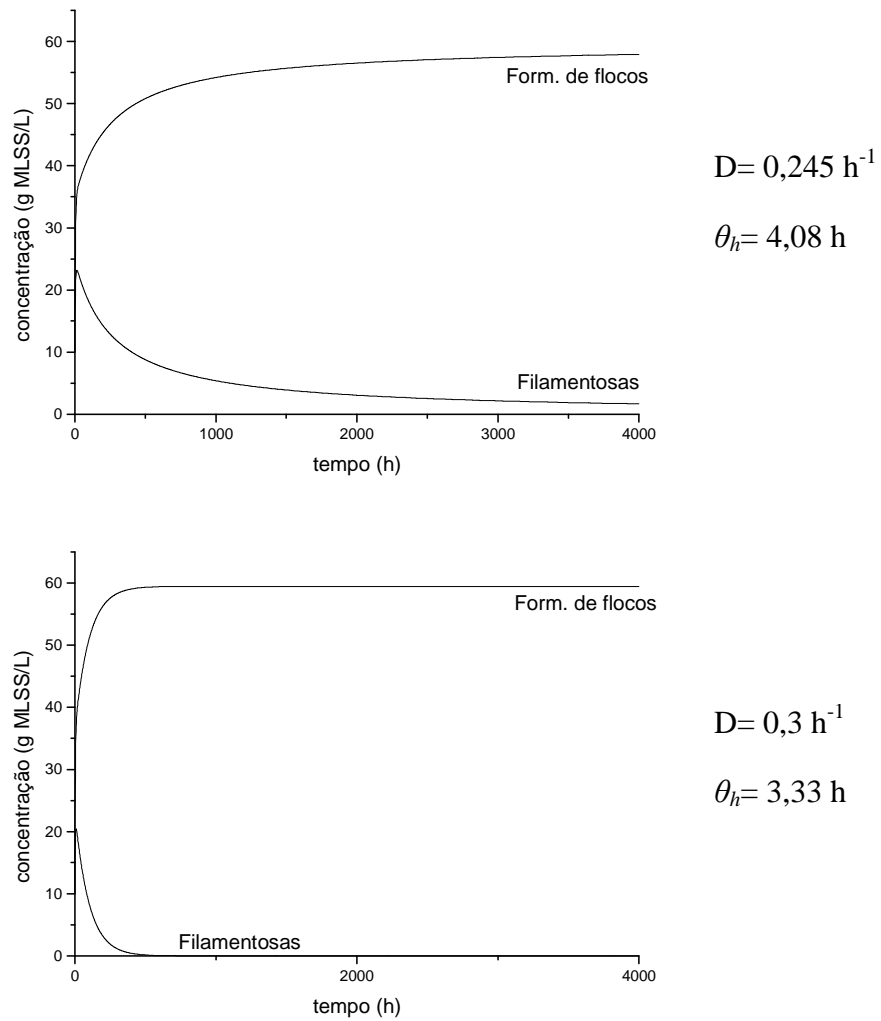


Figura 15 – Interação das bactérias filamentosas com as formadoras de flocos na qual lavam-se ambas bactérias

Para o modelo de lodos ativados considerando o enrijecimento filamentoso, as condições iniciais impostas e os parâmetros cinéticos citados anteriormente, observa-se que ambas espécies coexistem no intervalo de \bar{D} entre 0,045 e 0,245 h^{-1} (tempo de detenção hidráulica θ_h entre 22,22 e 4,08 h), permitindo, deste modo, uma maior flexibilidade das condições operacionais do sistema de lodos ativados (Figura 16).





Figuras 16 – Perfis temporais da concentração de bactérias formadoras de flocos e de filamentosas para diferentes tempos de detenção hidráulica ($\theta_h = 22,22, 20, 5,88, 4,08$ e $3,33$ h, respectivamente)

Para o processo de lodos ativados operar eficientemente deve ocorrer um certo equilíbrio entre o número de bactérias formadoras de flocos e o de filamentosas para que haja o enrijecimento filamentoso do lodo não permitindo a sua lavagem. Deste modo, nota-se que valores de \bar{D} em torno de $0,17 \text{ h}^{-1}$, ou seja, θ_h em torno de $5,88 \text{ h}$ parecem ser os mais adequados para a operação do processo.

5.3. Modelo de Sistemas de Tratamento por Lodos Ativados com Variação de Carga

No modelo usado por Watt *et al* (2006) para descrever o processo de lodos ativados são consideradas várias reações biológicas envolvendo o consumo de matéria orgânica por bactérias e o consumo de bactérias por protozoários, conforme o esquema a seguir:



onde: S , X , B , H e P são as concentrações de substrato, de bactérias nos flocos, de bactérias livres, de protozoários livres sobrenadantes e de protozoários agregados ao floco, respectivamente.

Deste modo, para a modelagem matemática do sistema são consideradas as interações destes quatro tipos de microrganismos (2 bactérias e 2 protozoários), além da dinâmica de consumo de substrato no reator, fazendo com que o processo de lodos ativados seja representado pelas 5 EDOs apresentadas a seguir:

$$\begin{aligned} \frac{dS}{dt} &= D(S_0 - S) - X \frac{\mu_X S}{Y_X (K_X + S)} - B \frac{\mu_B S}{Y_B (K_B + S)} \\ \frac{dX}{dt} &= D(X_0 - X) + aD(bX - X) + X \frac{\mu_X S}{K_X + S} \\ \frac{dB}{dt} &= D(B_0 - B) + B \frac{\mu_B S}{K_B + S} - H \frac{\mu_H B}{Y_H (K_H + S)} - P \frac{\mu_P B}{Y_P (K_P + S)} \\ \frac{dH}{dt} &= D(H_0 - H) + H \frac{\mu_H B}{K_H + B} \\ \frac{dP}{dt} &= D(P_0 - P) + aD(bP - P) + P \frac{\mu_P B}{K_P + B} \end{aligned}$$

Nas quais, S_0 , X_0 , B_0 , H_0 e P_0 são as concentrações na corrente de alimentação, D é a taxa de diluição, a é a taxa de reciclo de lodo, b é o fator de concentração de flocos com bactérias e protozoários agregados depois de passar pelo decantador secundário.

As velocidades específicas de crescimento são dadas por equações do tipo da de Monod, nas quais μ_i é a taxa específica máxima de crescimento e K_i é a constante de saturação para as bactérias e protozoários ($i=X, B, H, P$). Y_i é o coeficiente de rendimento.

Os parâmetros bioquímicos adotados para as simulações estão apresentados na Tabela 5, os quais foram retirados de Watt *et. al* (2006). Além desses, foram adotadas as seguintes concentrações na corrente de alimentação: $S_0=200$ mg/L, $X_0=0$ mg/L (afluente estéril), $B_0=30$ mg/L, $H_0=P_0= 0$ mg/L (sem protozoários na corrente de alimentação), taxa de reciclo de 100% ($a=1$) e fator de concentração de 1,9 ($b=1,9$).

Tabela 5 – Parâmetros bioquímicos adotados para a simulação do sistema de lodos ativados

Organismo (<i>i</i>)	Taxa específica máxima de crescimento μ_i (h^{-1})	Constante de saturação K_i (mg/L)	Coefficiente de rendimento Y_i
X	0,30	15,0	0,5
B	0,50	10,0	0,5
H	0,35	12,0	0,5
P	0,35	12,0	0,5

O comportamento do sistema de equações pode ser de dois tipos: estável (Figura 17) e oscilante (Figura 18), sendo que estes comportamentos são dependentes da taxa de diluição e das condições iniciais. Segundo Watt *et al* (2006), a operação periódica de reatores químicos pode melhorar a performance do reator aumentando a quantidade de produtos das reações ou melhorando a distribuição dos produtos, em comparação à operação estável.

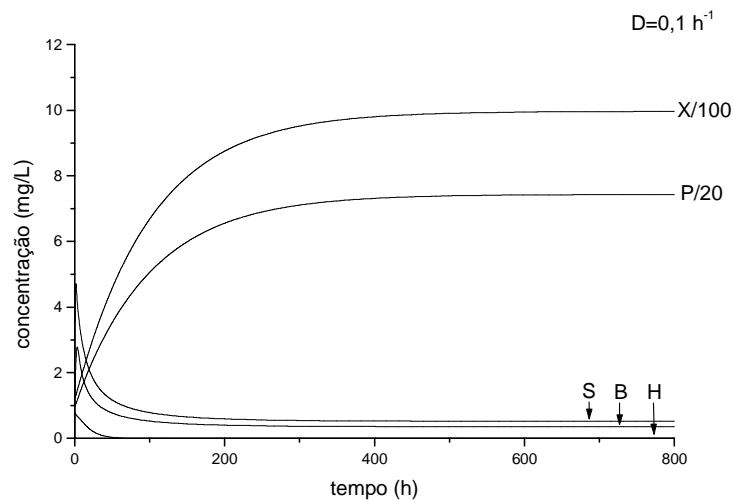


Figura 17 – Comportamento estável do sistema para $D=0,1\text{h}^{-1}$ e condições iniciais $S(0)=0,04\text{mg/L}$; $X(0)=120,0\text{mg/L}$; $B(0)=0,02\text{mg/L}$; $H(0)=0,8\text{mg/L}$; $P(0)=20,0\text{mg/L}$

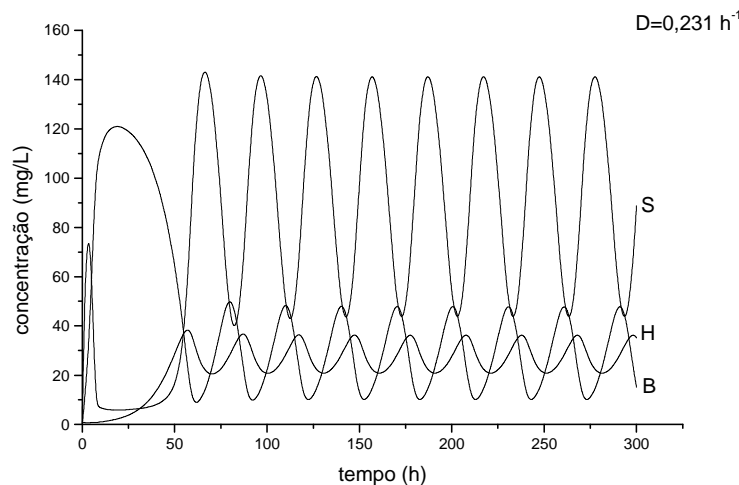


Figura 18 – Comportamento oscilante do sistema para $D=0,231\text{h}^{-1}$ e condições iniciais $S(0)=0,04\text{mg/L}$; $X(0)=0,0\text{mg/L}$; $B(0)=0,02\text{mg/L}$; $H(0)=0,8\text{mg/L}$; $P(0)=0,0\text{mg/L}$

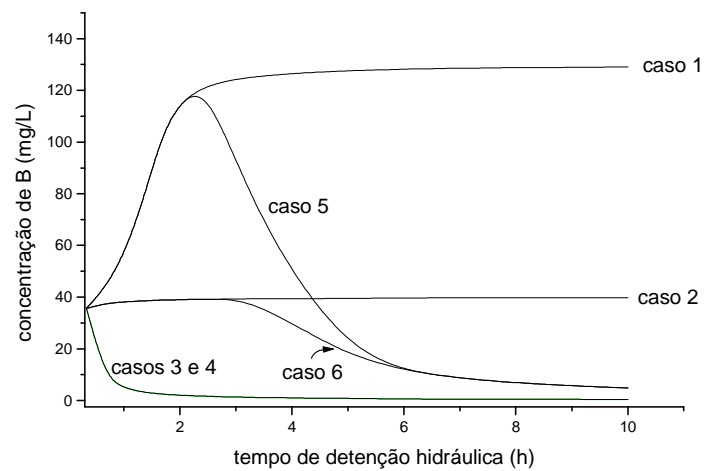
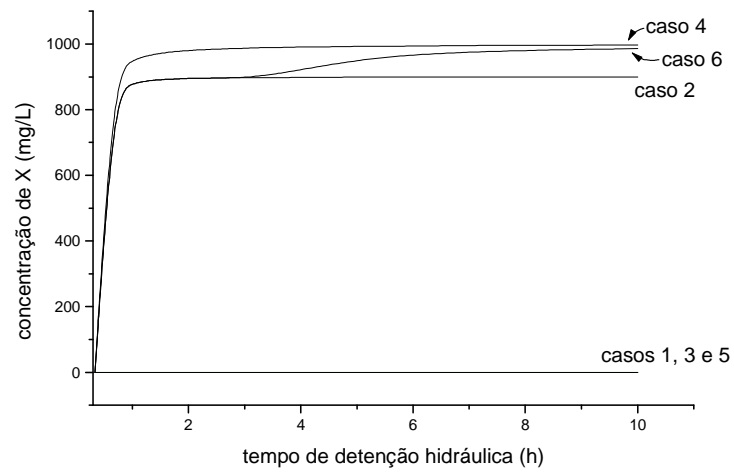
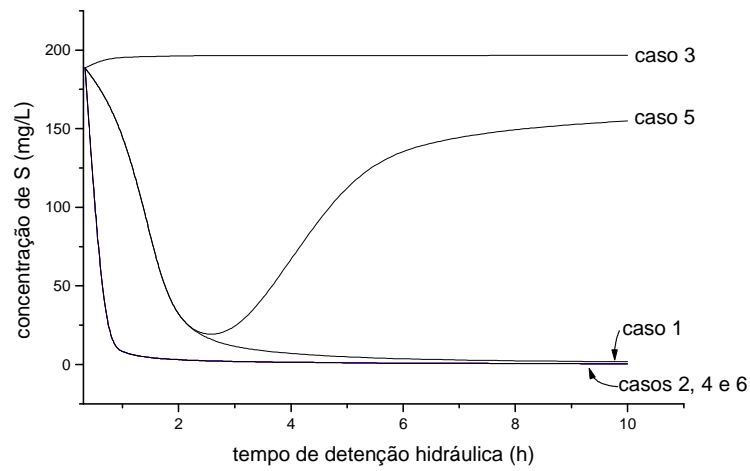
A simulação do processo de lodos ativado para diferentes combinações de valores iniciais de X , H , e P iguais a zero leva a ocorrência de 6 diferentes estados estacionários, conforme mostrado na Tabela 6 para $D=0,1 \text{ h}^{-1}$.

Tabela 6 - Estados estacionários para $D=0,1 \text{ h}^{-1}$ e diferentes combinações de valores iniciais de X , H , e P iguais a zero

Caso	S	X	B	H	P
1	1,8136	0	129,0932	0	0
2	0,5172	899,5877	39,7826	0	0
3	196,6413	0	0,3530	0	156,6283
4	0,5173	996,5038	0,3530	0	148,6631
5	154,9107	0	4,80	23,8723	0
6	0,5172	985,6105	4,80	13,1901	0

Analisando-se os casos apresentados observa-se um comportamento específico para cada um. No caso 1, verifica-se que $X=H=P=0$, o que possibilita o crescimento de B , visto que não existem predadores, levando a concentração de substrato a valores bem baixos devido ao consumo por B . No caso 2, $H=P=0$ e nestas condições, B não tem predadores, sendo limitado pela competição com as bactérias X , as quais se apresentam em grande concentração devido à alta taxa de reciclo, acarretando um grande consumo de substrato e fazendo com que S assumira um valor baixo. No caso 3, $X=H=0$ e nestas condições, a concentração de B é baixa devido à predação por P , o qual sem competidor, atinge uma alta concentração o mesmo ocorrendo para o substrato, que atinge uma alta concentração devido à ausência de consumidores. No caso 4, $H=0$, situação que resulta em uma baixa concentração de B causada pela predação por P , cuja concentração é elevada, e também pela competição por substrato com as bactérias X , as quais apresentam-se em alta concentração, implicando em um grande consumo de substrato e fazendo com que S seja baixa. No caso 5, $X=P=0$, ou seja, não ocorre formação de flocos, uma vez que os protozoários e as bactérias formadoras de flocos são inexistentes no sistema e assim, a concentração de B é pequena, devido à lavagem do lodo e também à predação por H , os quais aumentam às custas do consumo das bactérias B , fazendo com que a concentração de substrato seja alta porque a concentração de bactérias consumidoras é muito baixa. Por fim, no caso 6, no qual $P=0$, a concentração de X é alta devido ao reciclo e ao consumo de substrato cuja concentração atinge um valor baixo por causa do consumo realizado pelas bactérias X e B . A concentração de B é baixa devido à concentração de H assumir um valor mediano, sendo este um predador de B .

Para as diferentes combinações de valores iniciais de X , H , e P iguais a zero, foram simulados os perfis de concentração no estado estacionário em função do tempo de detenção hidráulica, os quais são mostrados na Figura 19.



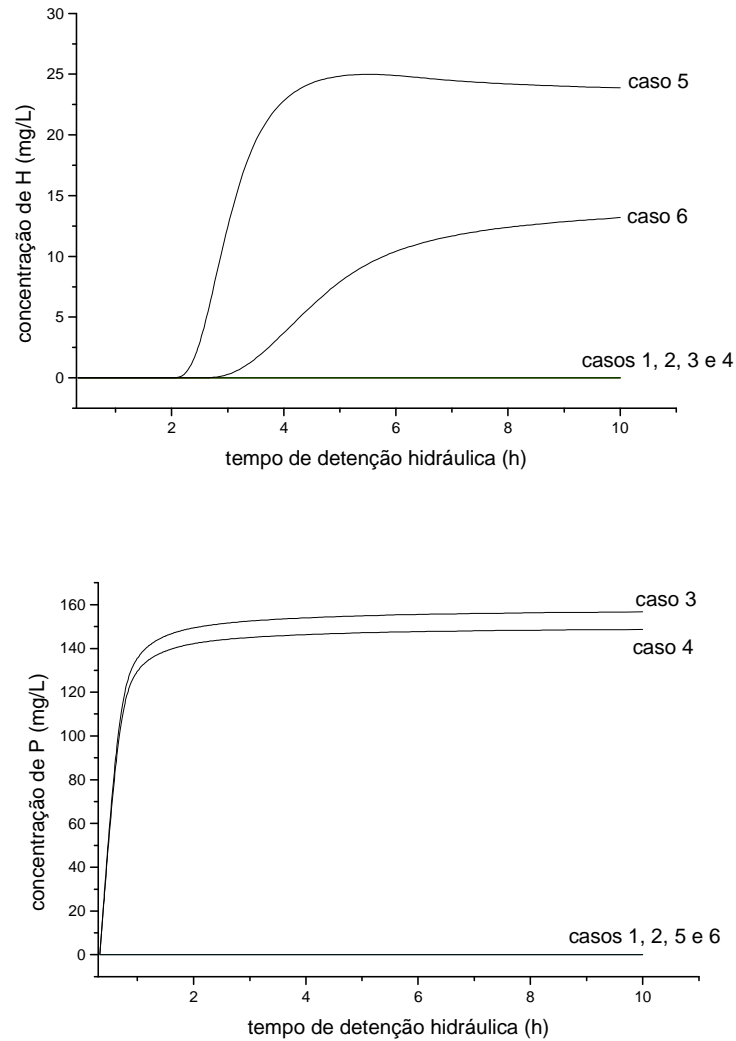


Figura 19 – Perfis de concentração no estado estacionário em função do tempo de detenção hidráulica

Pode-se observar que as curvas apresentadas são monotônicas, ou seja, ou são crescentes ou são decrescentes em função do tempo de detenção hidráulica ($\theta_h=1/D$). No entanto, uma análise de estabilidade realizada por Watt *et. al*, 2006 conclui que no caso 5, no qual $X=P=0$ mg/L, no intervalo $3,633 \leq \theta_h \leq 4,733$ horas, existem dois pontos de instabilidade nos quais as concentrações de S , B e H sofrem oscilações, como apresentado na Figura 18. Essas condições de instabilidade se alteram à medida que são modificadas as concentrações na corrente de alimentação. Deste modo, ao diminuir S_0 de 200 mg/L para 150 mg/L verifica-se que os pontos de instabilidade se tornam coincidentes no intervalo de θ_h considerado. Verifica-se também que mantendo a concentração de S_0 em 150 mg/L e diminuindo a concentração de B_0 , os pontos de instabilidade voltam a ocorrer separadamente. Watt *et. al* (2006) encontrou uma relação analítica para a localização dos pontos de instabilidade no plano $\tau^* \times S_0^*$, onde $\tau^* = \mu_x \theta_h$ e $S_0^* = S_0 / K_x$, respectivamente. Nota-se na

Figura 20, obtida para $B_0^* = B_0/K_x = 2$, que os dois pontos de instabilidade coincidem em $\tau^* = 1,28$ e $S_0^* = 10,59$. Deste modo, para valores de $S_0^* < 10,59$ não ocorrerá nenhuma oscilação para qualquer tempo de residência. Repetindo o processo anterior para diferentes valores de B_0^* , divide-se o plano $B_0^* \times S_0^*$ em duas regiões nas quais oscilações são ou não possíveis conforme ilustrado na Figura 20.

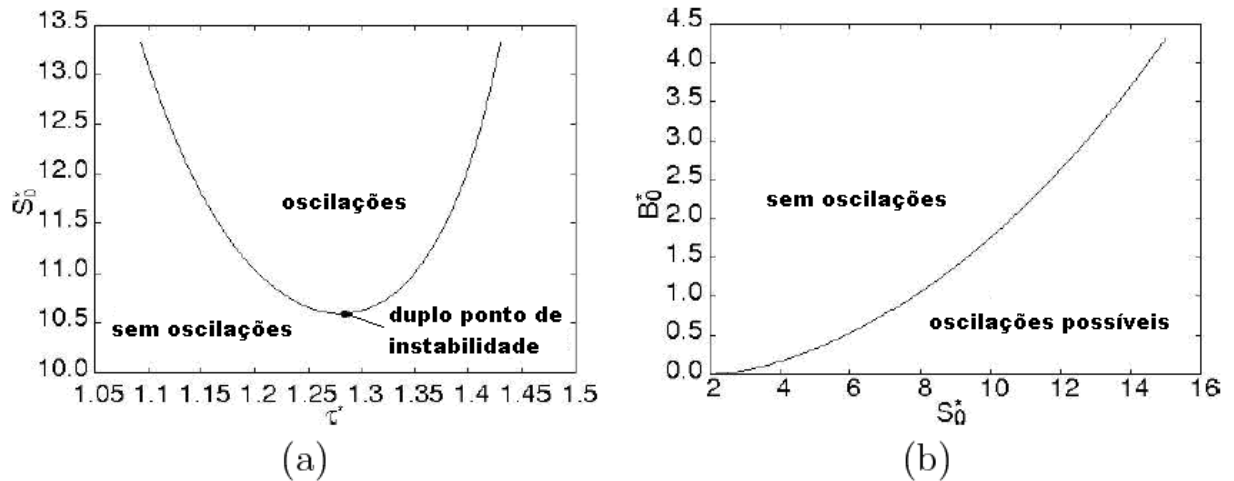


Figura 20 – (a) Localização dos pontos de instabilidade para $B_0^* = 2$ e (b) Regiões nas quais oscilações são possíveis ou não no plano $S_0^* \times B_0^*$ (Fonte: Watt *et al*, 2006)

Para avaliar o desempenho de um sistema de lodos ativados com um único reator, pode-se utilizar como parâmetro a eficiência de tratamento dada por:

$$E = \left(\frac{S_0 - S}{S_0} \right) \times 100\%$$

Na Figura 21 está apresentada a eficiência de tratamento em função de θ_h para diferentes combinações de valores iniciais de X , H , e P iguais a zero, relativas aos casos estudados anteriormente.

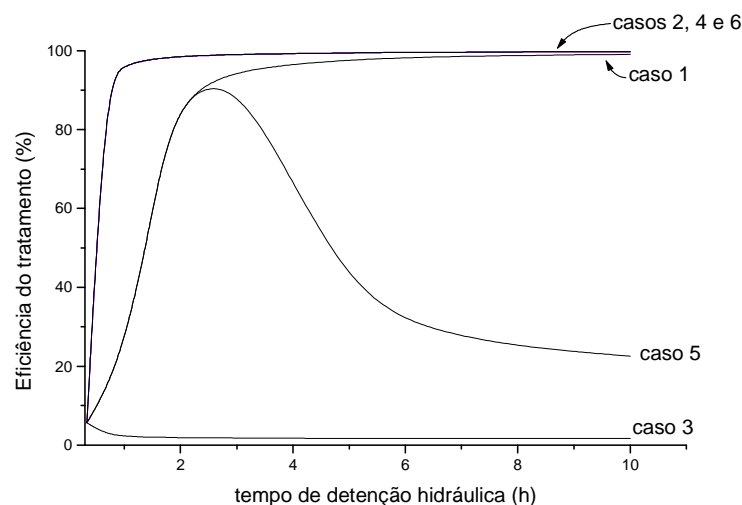


Figura 21 – Eficiência de tratamento para diferentes combinações de valores iniciais de X , H , e P iguais a zero

Uma conclusão que pode ser feita a partir da Figura 21 é que para se atingir uma alta eficiência de tratamento deve-se ter um θ_h tão longo quanto possível, correspondendo na prática a uma diminuição na vazão de entrada de efluente ou a um grande volume do reator. Entretanto, um valor de θ_h infinito não é possível na prática. Portanto para uma eficiência almejada de 99%, precisa-se ter um $\theta_h > 2,83$ horas, obtida pelos casos 2, 4 e 6. Para operações periódicas, caso 5, o valor de θ_h deve estar entre 3,633 e 4,733 horas, obtendo-se valores de eficiência de 39% a 68%, bem inferiores ao valor ótimo de eficiência. Assim, conclui-se que operações estáveis levam a uma melhor eficiência do sistema de tratamentos de lodos ativados descrito pelas equações apresentadas anteriormente.

No entanto, no decorrer da operação de uma estação de lodos ativados, ocorrem variações de concentração no afluente bem como de sua vazão. Essas variações podem ser representadas matematicamente pela função senoidal dada por:

$$y = m + r \operatorname{sen}(2\pi t)$$

Assim, foi observado por Curds (1973) em seus experimentos que a concentração de substrato afluente variava aproximadamente de 140 mg/L às zero horas até aproximadamente 260 mg/L às 12 horas, e das bactérias livres variava de 15 para 45 mg/L aproximadamente, obtendo-se as seguintes funções senoidais:

$$S_0 = 200 + 60 \operatorname{sen}(6,283 t)$$

$$B_0 = 30 + 15 \operatorname{sen}(6,283 t)$$

Variações periódicas da vazão de afluente também ocorrem. Por outro lado, a vazão de afluente afeta os valores de três outros parâmetros importantes do sistema que são a razão de reciclo (a), a taxa de diluição (D) e o fator de concentração no clarificador (b), conforme mostram as seguintes equações:

$$a = F_r / F_0$$

$$D = F_0 / V$$

$$b = X_r / X = (F_r + F_0) / (F_r + F_w)$$

Na prática, o volume do reator é fixo e é fácil manter constantes as vazões de reciclo e de descarte, F_r e F_w . Quando a vazão de afluente (F_0) é variável, os parâmetros F_r , F_w e V devem operar com valores consistentes, sendo a variação da vazão de afluente com o tempo descrita pela seguinte equação senoidal:

$$F_0 = 100 + 50 \operatorname{sen}(6,238 t)$$

Quando a vazão de afluente está em seu valor de referência (100 L/h) e $F_r=100$ L/h, $V=1000$ L e $F_w = 5,264$ L/h, tem-se que $a = 1$, $D = 0,1 \text{ h}^{-1}$, e $b = 1,9$.

Estas equações têm o intuito de investigar os efeitos da periodicidade da vazão de alimentação e das concentrações de substrato e de bactérias dispersas na corrente de alimentação na dinâmica populacional e, conseqüentemente, na qualidade do efluente final tratado no sistema de lodos ativados.

Deste modo, considerando os casos 4 ($H=0$) e 6 ($P=0$) separadamente, utilizando $S_0=B_0=0,4$ mg/L, $X_0 = 990$ mg/L para ambos os casos e $P_0 = 150$ mg/L e $H_0 = 0$ mg/L para o primeiro e $P_0 = 0$ mg/L e $H_0 = 13$ mg/L para o segundo caso, obtém-se os seguintes perfis de concentração num período de 24 horas (Figuras 22 a 31):

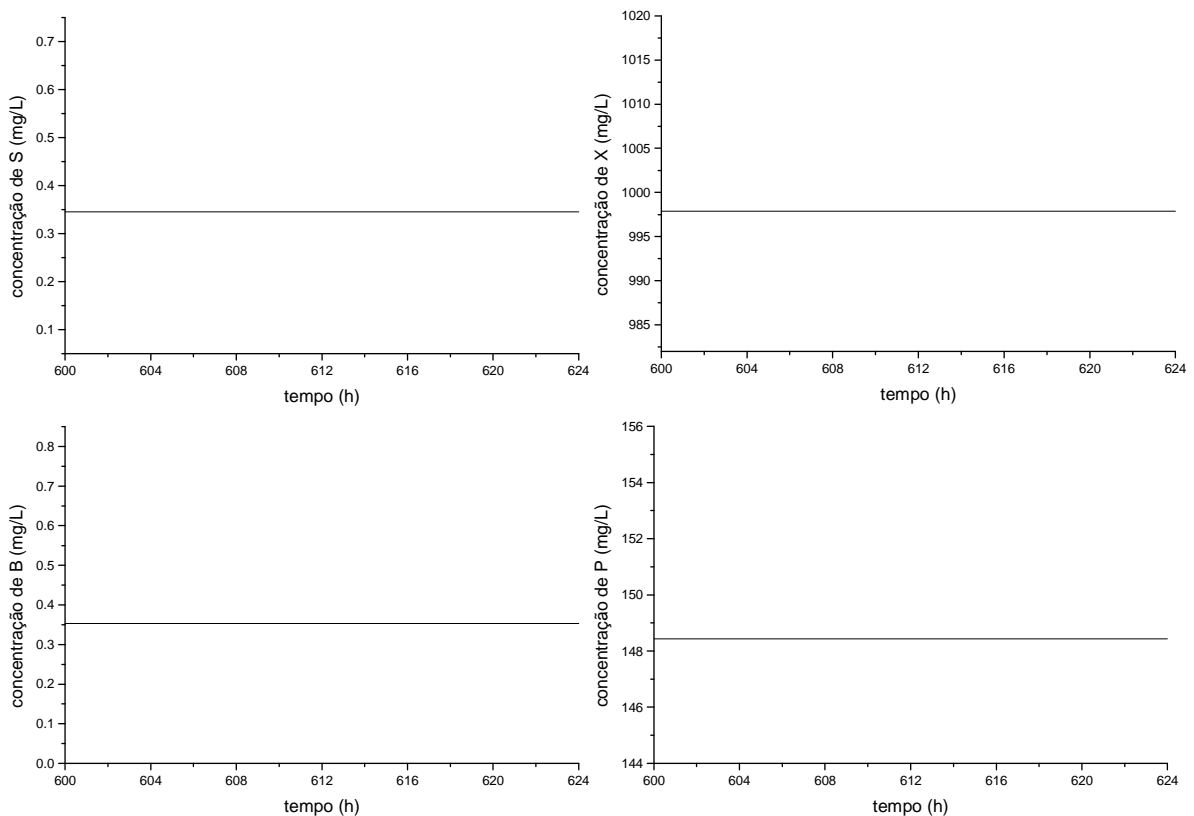


Figura 22 – Simulação do modelo sem considerar as variações diárias ($H=0$)

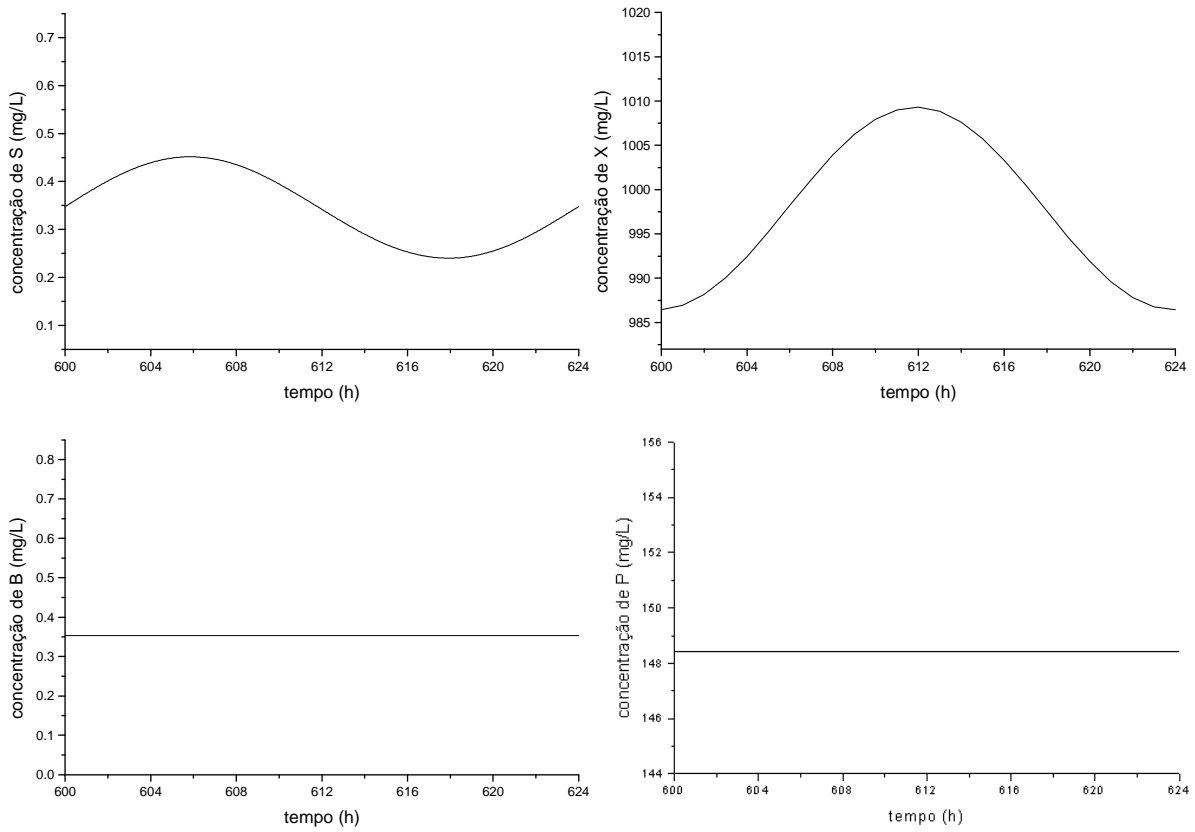


Figura 23 – Simulação do modelo variando a concentração de substrato na corrente de alimentação ($H=0$)

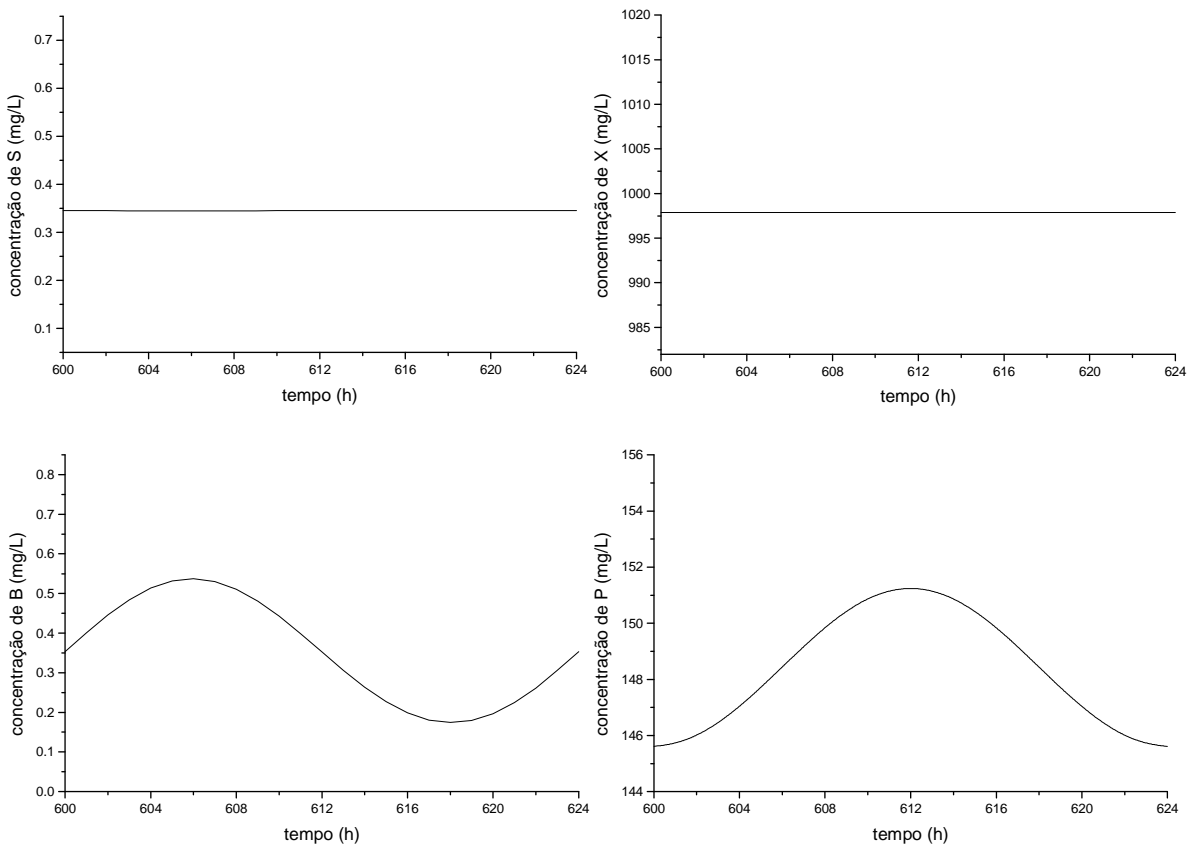


Figura 24 – Simulação do modelo variando a concentração de bactérias na corrente de alimentação ($H=0$)

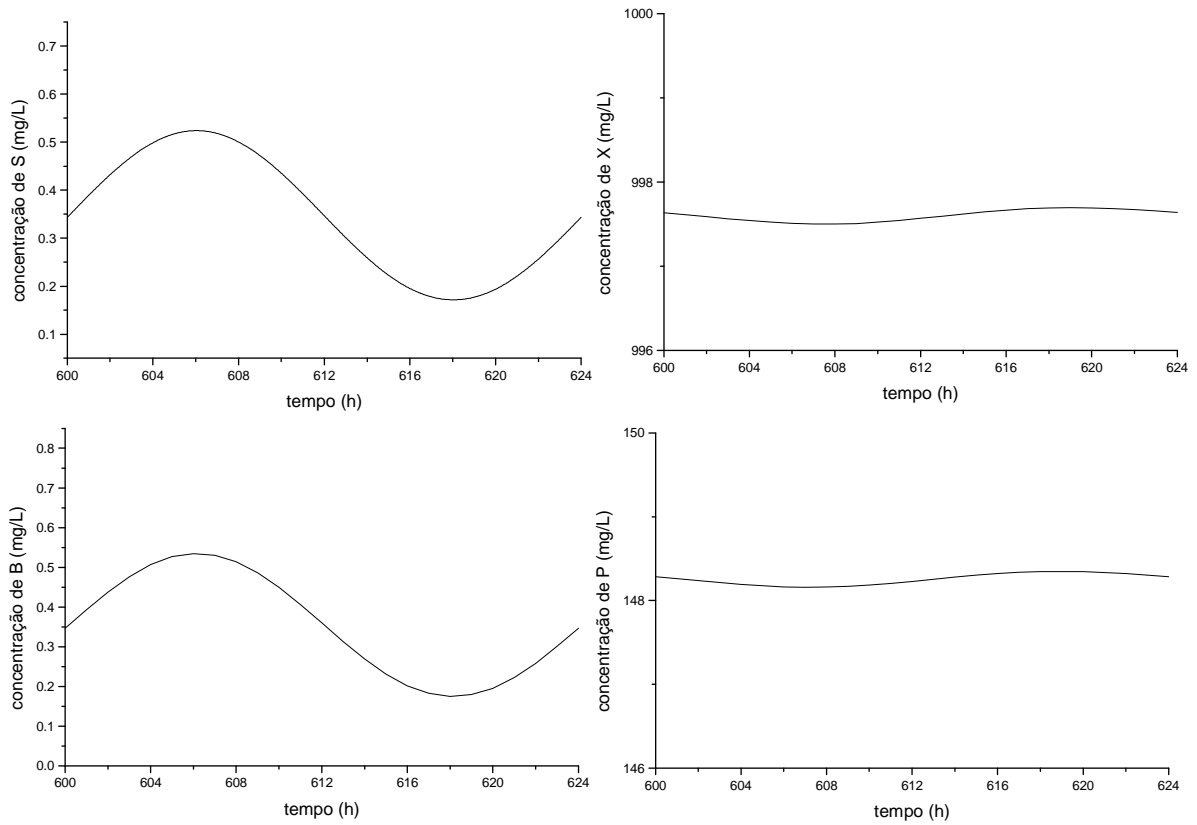


Figura 25 – Simulação do modelo variando a vazão de alimentação (H=0)

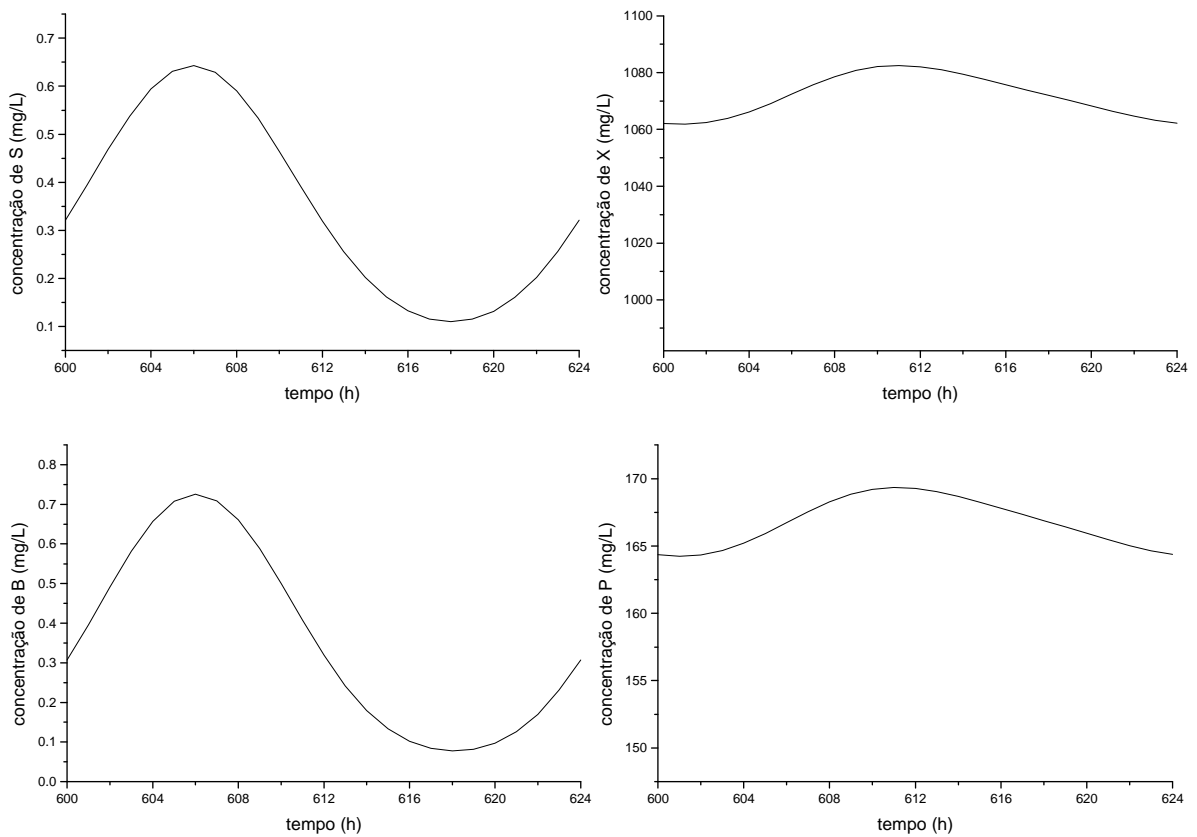


Figura 26 – Simulação do modelo variando a combinação das três variáveis (H=0)

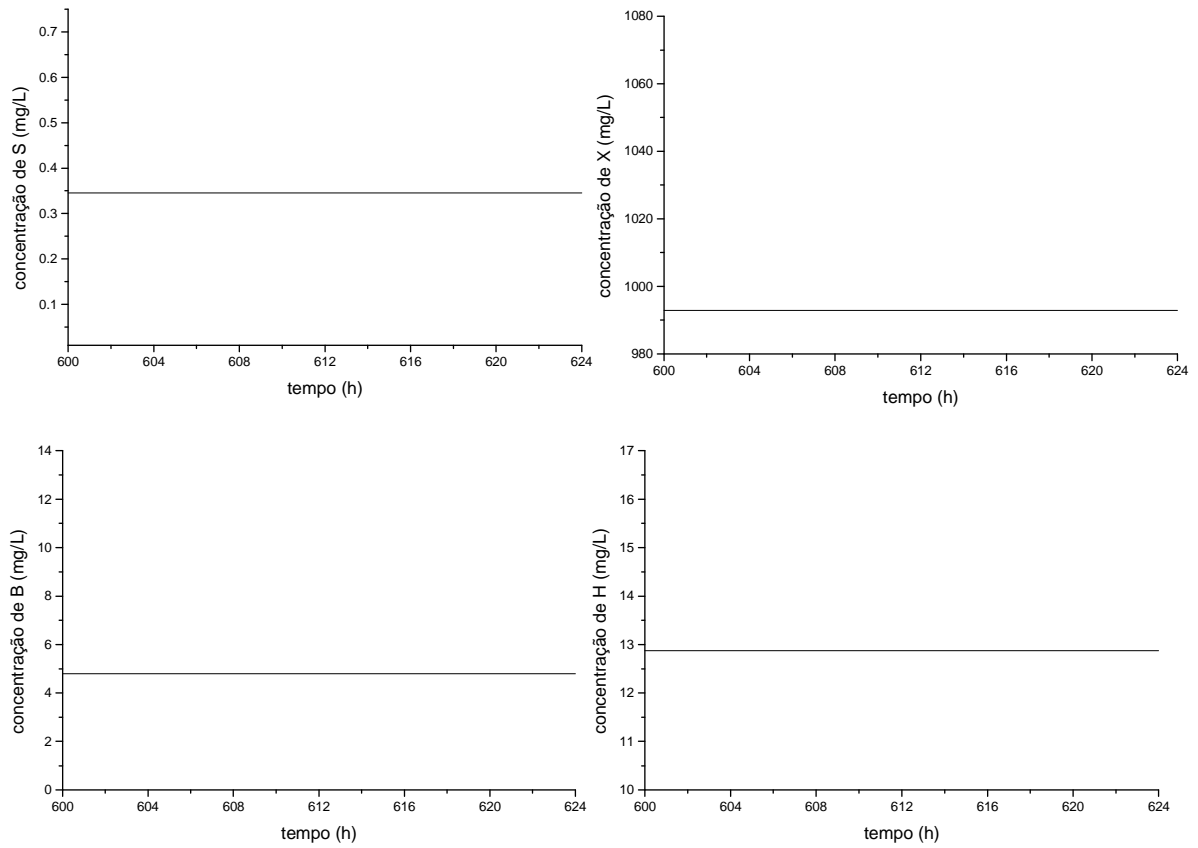


Figura 27 – Simulação do modelo sem considerar as variações diárias ($P=0$)

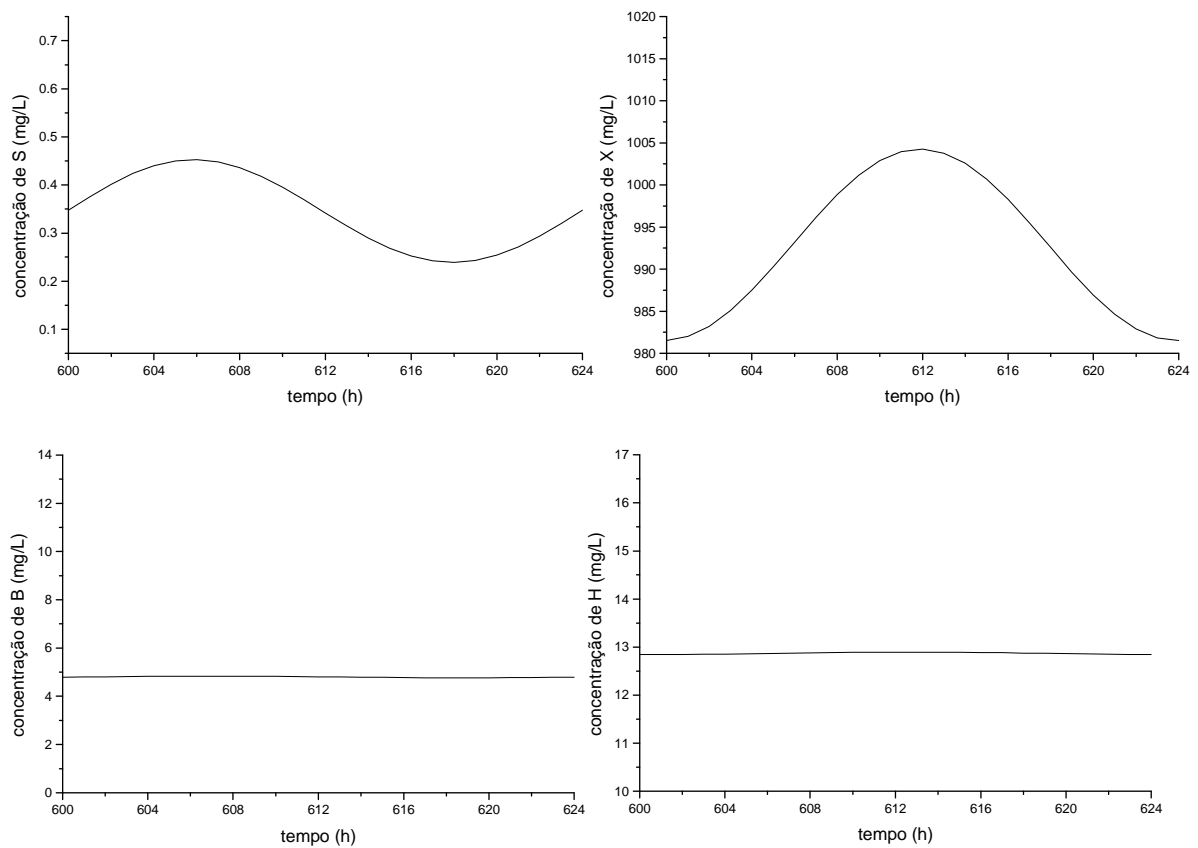


Figura 28 – Simulação do modelo variando a concentração de substrato na corrente de alimentação ($P=0$)

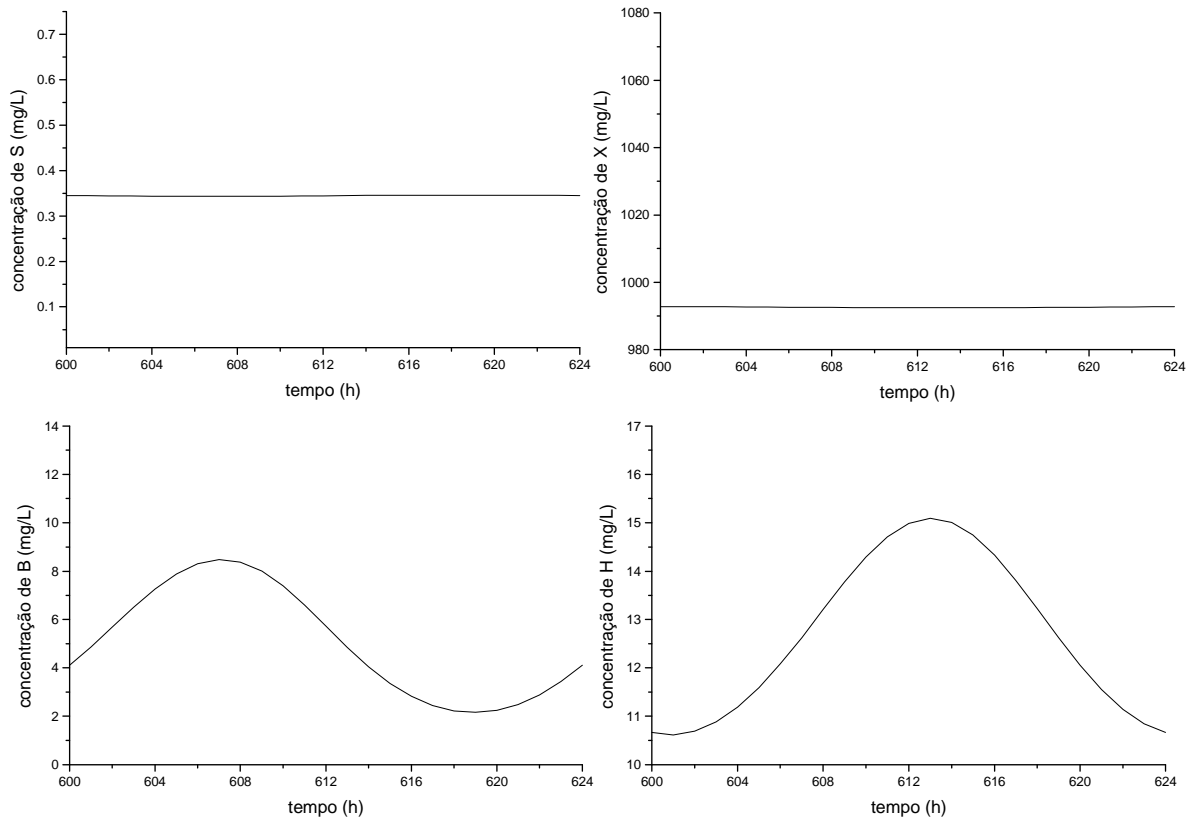


Figura 29 – Simulação do modelo variando a concentração de bactérias na corrente de alimentação ($P=0$)

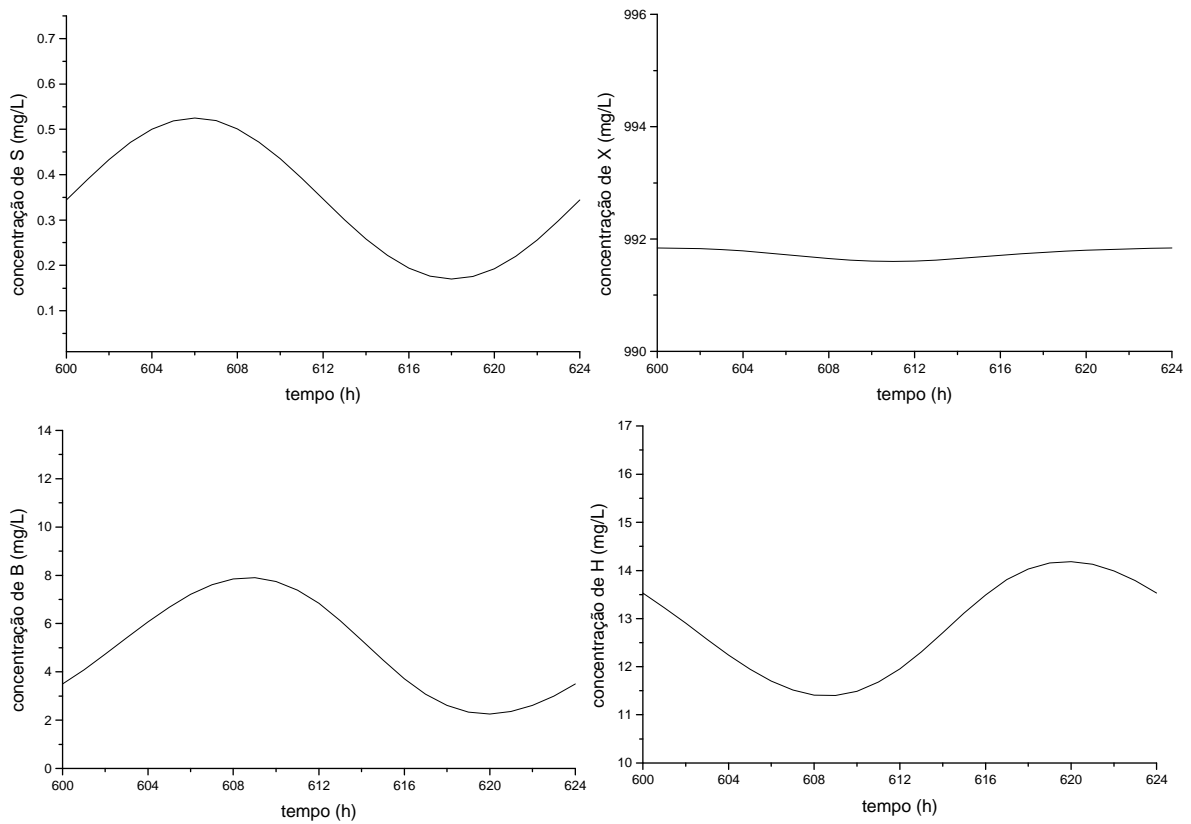


Figura 30 – Simulação do modelo variando a vazão de alimentação ($P=0$)

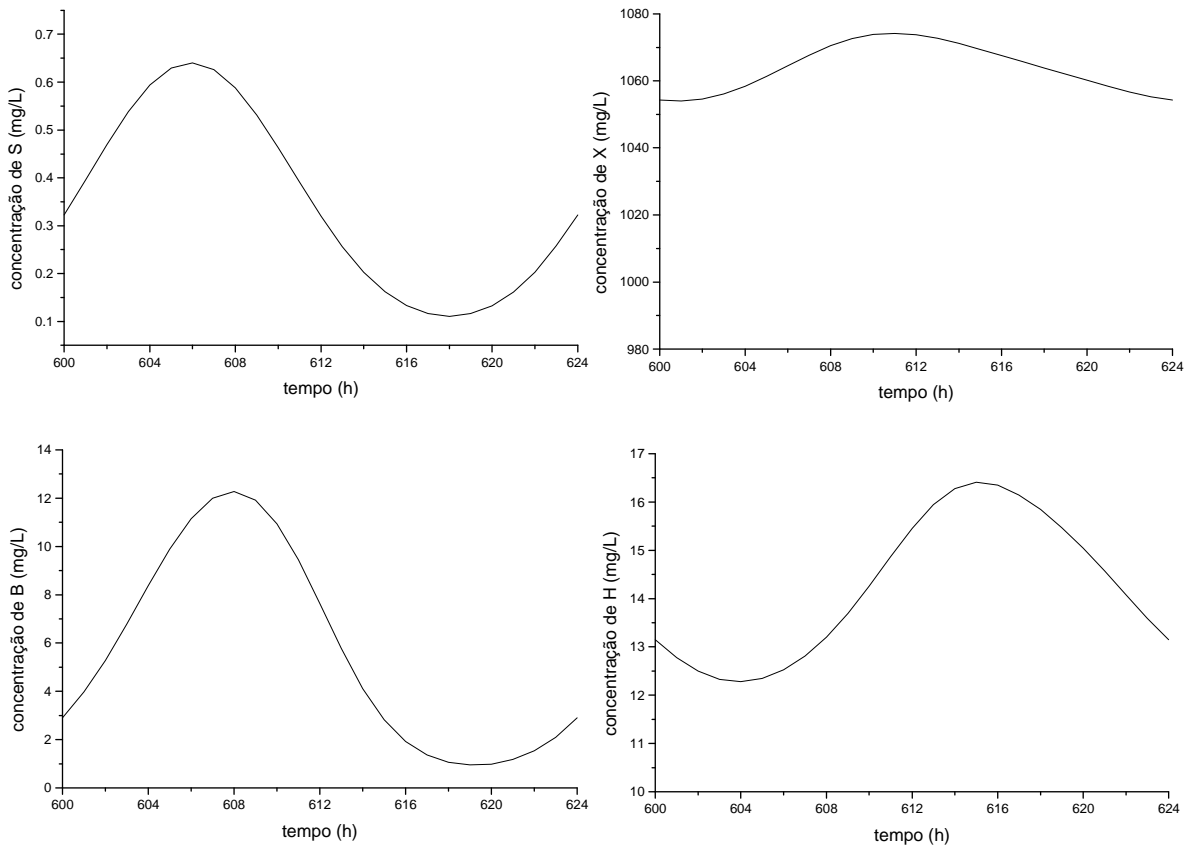


Figura 31 – Simulação do modelo combinando a variação das três variáveis (P=0)

A variação diária da concentração de substrato na corrente de alimentação provoca uma variação na concentração de substrato e de bactérias agregadas aos flocos no reator, enquanto que as concentrações de bactérias dispersas e de protozoários permanecem inalteradas nos seus valores de estado estacionário original quando não ocorriam variações. Os picos de concentração de substrato no reator coincidem com os picos de variação na corrente de alimentação de 30% (200 ± 60 mg/L) resultando em uma variação também de aproximadamente 30% na concentração de substrato no reator ($3,5 \pm 1,05$ mg/L). A concentração de substrato no reator e, conseqüentemente, no efluente, oscila em torno do valor do estado estacionário original.

A concentração de bactérias agregadas ao floco varia ligeiramente em torno do seu valor de estado estacionário original. A variação imposta à concentração de substrato na alimentação, faz com que a concentração de bactérias agregadas ao floco varie $\pm 1\%$ em torno do seu valor de estado estacionário original. O tipo de protozoário presente no sistema (H ou P) não afeta a magnitude da variação das bactérias agregadas aos flocos. Entretanto, a concentração média destas bactérias é menor quando os protozoários livre-natantes estão

presentes ($H \neq 0$ e $P = 0$) devido à maior competição por substrato com as bactérias dispersas no sistema.

A variação diária da concentração de bactérias na corrente de alimentação provoca variações na concentração de protozoários e bactérias dispersas no reator. A concentração de substrato e de bactérias agregadas ao floco não são afetadas por tais variações, permanecendo nos seus respectivos valores de estado estacionário original. Uma variação de 50% na concentração de bactérias na corrente de alimentação (30 ± 15 mg/L) resulta em uma variação similar na concentração das bactérias dispersas no reator quando os protozoários agregados ao floco estão presentes ($P \neq 0$), sendo que esta variação aumenta quando os protozoários presentes são os livre-natantes ($H \neq 0$).

O efeito da variação diária da vazão de alimentação afeta as quatro populações existentes no sistema. A porcentagem de variação da vazão de alimentação induz a uma porcentagem de variação similar da concentração de substrato e de bactérias dispersas em torno dos seus valores de estado estacionário original.

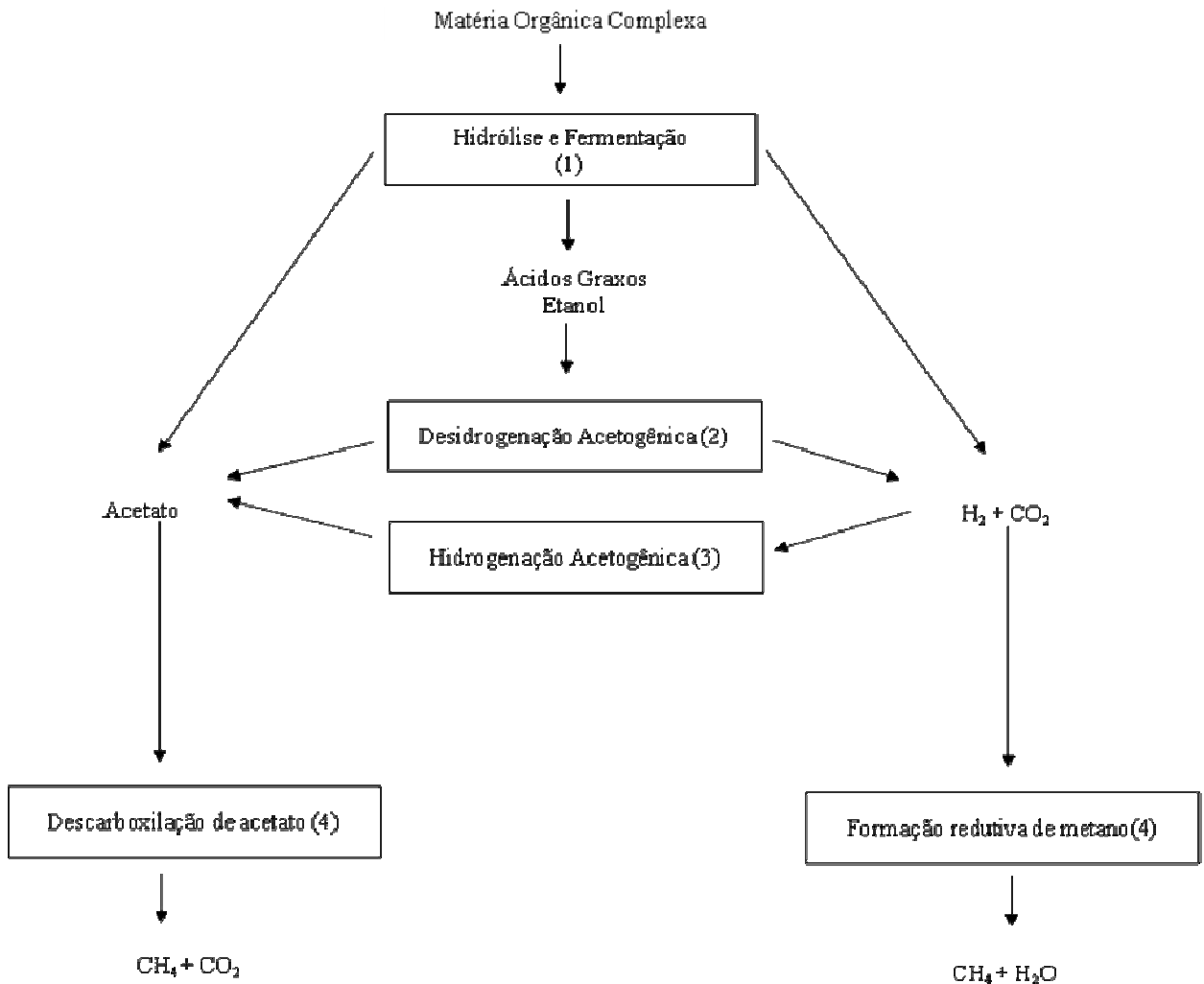
Por fim, o efeito da variação combinada das três variáveis, situação que mais se aproxima da real, é cumulativo, obtendo-se, deste modo, uma maior variação das populações. A concentração de substrato varia mais de 70% do seu valor médio. Analogamente, a concentração de bactérias dispersas no reator varia mais de 80% do valor médio na presença de qualquer dos protozoários, sendo que em ambos os casos, o valor médio é maior do que aquele no estado estacionário original quando não ocorriam variações. As concentrações de bactérias e protozoários agregados ao floco também são bastante afetadas, visto que os valores médios observados são significativamente maiores do que os valores do estado estacionário original.

5.4. Modelo de Interação Microbiana em Sistemas de Tratamento Anaeróbio

A dinâmica populacional em sistemas anaeróbios é extremamente complexa, envolvendo muitos níveis tróficos, e muito suscetível às condições ambientais.

A digestão anaeróbia se caracteriza pela degradação da matéria orgânica realizada por diferentes grupos populacionais atuando em cadeia, em que os produtos do metabolismo de um são os substratos do grupo seguinte, numa sucessão de reações até chegar aos produtos finais, o metano e o dióxido de carbono. Assim, um biodigestor anaeróbio apresenta como característica populacional uma forte interação sintrófica, ou seja, a necessidade recíproca entre diversos grupos para a produção e consumo de substâncias orgânicas próprias do seu metabolismo (Hirata, 1997).

O fluxograma a seguir apresenta um esquema do processo anaeróbio, mostrando os principais grupos de bactérias, as hidrolíticas fermentativas, as acetogênicas produtoras de hidrogênio, as homoacetogênicas e as metanogênicas.

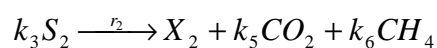
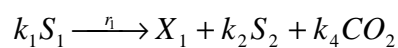


(1) Bactérias hidrolíticas fermentativas, (2) bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio, (3) bactérias homoacetogênicas, (4) bactérias metanogênicas

Fonte: Hirata, 1997

Desta maneira pode-se entender que a degradação da matéria orgânica ocorre principalmente em duas etapas, a acidogênica e a metanogênica. Na primeira, as bactérias acidogênicas consomem o substrato orgânico e produzem CO_2 e ácidos graxos. Na segunda fase, a população de bactérias metanogênicas utiliza os ácidos graxos como substrato para o seu crescimento, e produzem CO_2 e metano (CH_4).

As etapas acidogênicas e metanogênicas são representadas respectivamente pelas seguintes reações biológicas, com taxa de reação $r_i = \mu_i X_i$.



Nas quais S_1 representa o substrato orgânico caracterizado por sua concentração em DQO (g/L) e S_2 é a concentração dos ácidos graxos (mmol/L). Subseqüentemente, assume-se que S_2 é composto por acetato, propionato e butirato, todos comportando-se basicamente como acetato. É importante salientar que a DQO total é composta por S_1 e S_2 . μ_1 e μ_2 (d^{-1}) representam respectivamente as taxas de crescimento específico das bactérias acidogênicas e metanogênicas.

Considerando as reações químicas envolvendo carbono inorgânico, o qual é composto basicamente por CO_2 dissolvido, bicarbonato (B) e carbonato (Bernard *et. al.*, 2001), pH entre 6 e 8 e temperatura entre 35 e 38°C, a constante de equilíbrio para o par carbonato/bicarbonato ($K_c=4,7 \times 10^{-11}$ mol/L) indica que a concentração de carbonato pode ser negligenciada. Deste modo, a concentração de carbono inorgânico total (C) no pH considerado é aproximadamente igual a $C = CO_2 + B$.

A alcalinidade (Z) é definida como a soma dos ácidos dissociados no meio de cultura:

$$Z = B + [S^-]$$

Considerando que no intervalo de pH considerado [S] pode ser assumido como sendo igual a S_2 , então:

$$Z \approx B + S_2$$

Também deve-se considerar a alcalinidade na corrente de alimentação como sendo influenciada pela concentração de bicarbonato (B_{in}) e dos ácidos graxos (S_{2in}) nesta corrente, isto é:

$$Z_{in} = B_{in} + \frac{K_a}{K_a + 10^{-pH}} S_{2in}$$

A concentração de bicarbonato na corrente de alimentação pode ser desconsiderada em baixos valores de pH e K_a é a constante de afinidade dos ácidos graxos, considerada $1,5 \times 10^{-5}$ mol/L.

Portanto, para a simulação das interações microbianas e ambientais de um reator anaeróbio, as seguintes equações diferenciais foram consideradas:

$$\begin{aligned}
\frac{dX_1}{dt} &= (\mu_1 - \alpha D)X_1 \\
\frac{dX_2}{dt} &= (\mu_2 - \alpha D)X_2 \\
\frac{dZ}{dt} &= D(Z_{in} - Z) \\
\frac{dS_1}{dt} &= D(S_{1in} - S_1) - k_1\mu_1X_1 \\
\frac{dS_2}{dt} &= D(S_{2in} - S_2) + k_2\mu_1X_1 - k_3\mu_2X_2 \\
\frac{dC}{dt} &= D(C_{in} - C) - q_C + k_4\mu_1X_1 + k_5\mu_2X_2 \\
q_C &= k_L a (C + S_2 - Z - K_H P_C) \\
P_C &= \frac{\phi - \sqrt{\phi^2 - 4K_H P_T (C + S_2 - Z)}}{2K_H} \\
\phi &= C + S_2 - Z + K_H P_T + \frac{k_6}{k_L a} \mu_2 X_2
\end{aligned}$$

Nas quais X_1 e X_2 são as concentrações de bactérias acidogênicas e metanogênicas respectivamente (g/L), S_1 e S_2 são as concentrações de substrato orgânico (g/L) e ácidos graxos (mmol/L) respectivamente, D é a taxa de diluição (d^{-1}), μ_i são as taxas específicas de crescimento das bactérias, k_1 é o rendimento da degradação do substrato (mmol/g), k_2 e k_3 são respectivamente os rendimentos de produção e consumo de ácidos graxos (mmol/g), k_4 e k_5 são os rendimentos de produção de CO_2 (mmol/g) e k_6 é o rendimento de produção de CH_4 (mmol/g). S_{1in} , S_{2in} e C_{in} são as concentrações de S_1 (g/L), S_2 (mmol/L) e C (mmol/L) na corrente de alimentação, Z_{in} é a alcalinidade total na corrente de alimentação (mmol/L), α é a fração de bactérias na fase líquida, q_C é o fluxo de dióxido de carbono (mmol/L/d), $k_L a$ é o coeficiente volumétrico de transferência líquido-gás (d^{-1}), K_H é a constante de Henry para dissolução de CO_2 na fase líquida (mmol/(L.atm)), P_C é a pressão parcial de CO_2 (atm), P_T é a pressão total (atm).

O parâmetro α representa a fração de bactérias na fase líquida, tendo em vista que no sistema considerado a biomassa está imobilizada em um suporte podendo haver perdas para o meio reacional.

Para o crescimento das bactérias acidogênicas é considerado a cinética de Monod enquanto que para as metanogênicas é considerada a cinética de Andrews para levar em conta um possível efeito inibidor causado pela acumulação de ácidos graxos:

$$\mu_1 = \mu_{1\max} \frac{S_1}{S_1 + K_{S1}}$$

$$\mu_2 = \mu_{2\max} \frac{S_2}{S_2 + K_{S2} + \frac{S_2^2}{K_{I2}}}$$

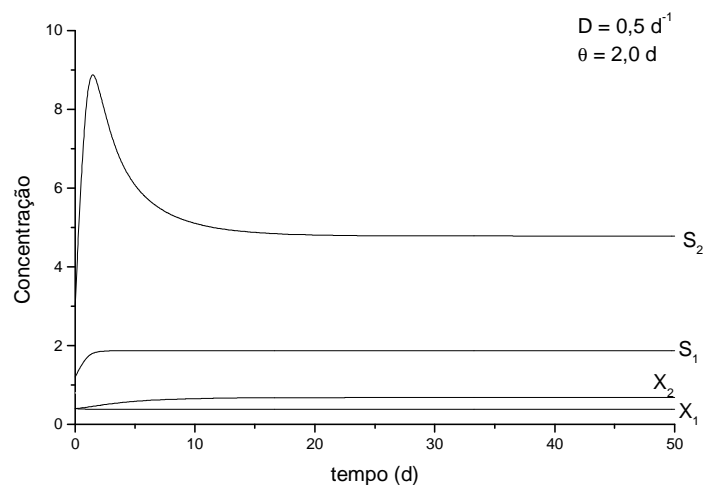
onde μ_{imax} é a máxima taxa específica de crescimento das bactérias, K_{Si} é a constante de saturação associada aos substratos e K_{I2} é a constante de inibição associada ao substrato S_2 para as bactérias metanogênicas.

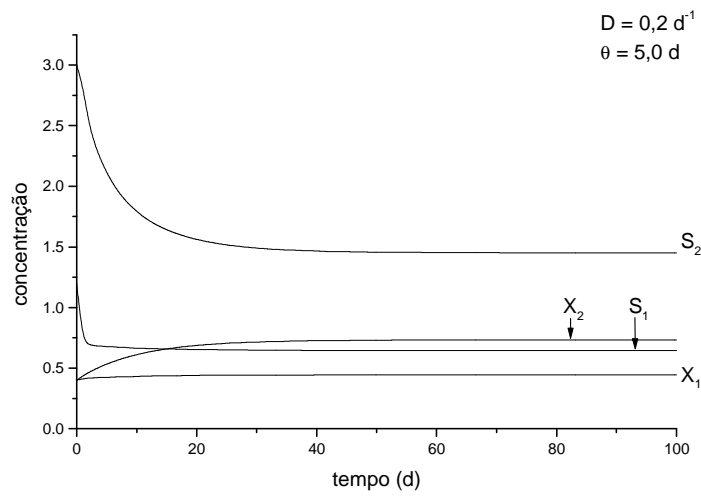
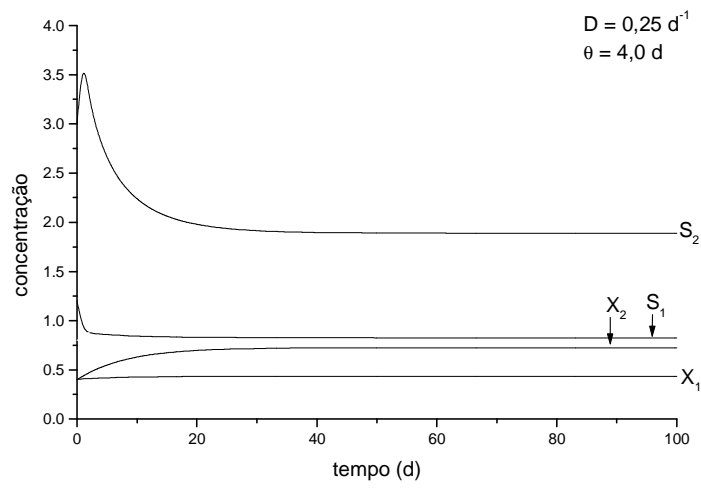
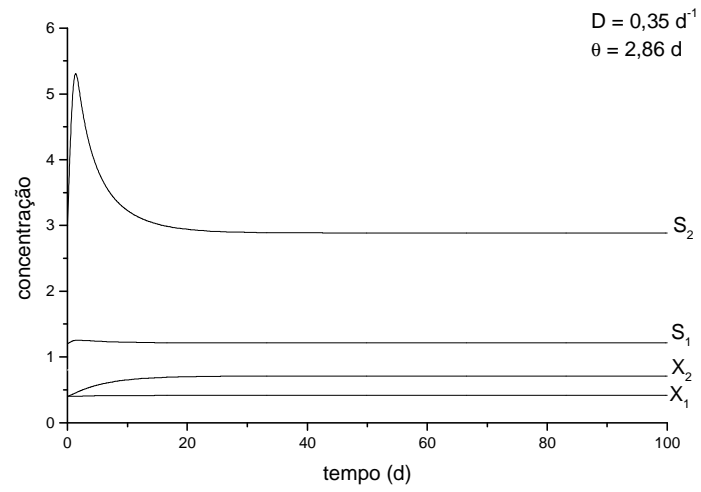
Para a realização das simulações considerou-se um pH de 5,0 na corrente de alimentação e os seguintes valores dos parâmetros: $\alpha = 0,5$, $D = 0,35 \text{ d}^{-1}$, $Z_{in} = 44,208 \text{ mmol/L}$, $C_{in} = 60 \text{ mmol/L}$, $S_{1in} = 10 \text{ g/L}$, $S_{2in} = 73,68 \text{ g/L}$, $k_1 = 42,14$, $k_2 = 116,5 \text{ mmol/g}$, $k_3 = 268 \text{ mmol/g}$, $k_4 = 50,6 \text{ mmol/g}$, $k_5 = 343,6 \text{ mmol/g}$, $k_6 = 453 \text{ mmol/g}$, $k_{La} = 19,8 \text{ d}^{-1}$, $K_H = 16 \text{ mmol/L/atm}$ e $P_C = 1,0 \text{ atm}$. As constantes cinéticas das bactérias estão apresentadas a seguir:

Tabela 7 – Parâmetros cinéticos de crescimento das bactérias acidogênicas e metanogênicas

	μ_{maxi}	K_{Si}	K_{Ii}
Bactérias. Acidogênicas	$1,2 \text{ d}^{-1}$	$7,1 \text{ g/L}$	-
Bactérias Metanogênicas	$0,74 \text{ d}^{-1}$	$9,28 \text{ mmol/L}$	$256,0 \text{ mmol/L}$

Deste modo, simulando-se o comportamento do processo para diversos tempos de detenção hidráulica, empregando como condições iniciais: $X_1(0)=X_2(0)=0,4 \text{ g/L}$, $Z(0) = 62,0 \text{ mmol/L}$, $S_1(0)=1,2 \text{ g/L}$, $S_2(0)=3 \text{ mmol/L}$ e $C(0) = 65 \text{ mmol/L}$, obtém-se os perfis de concentração mostrados na Figura 32.





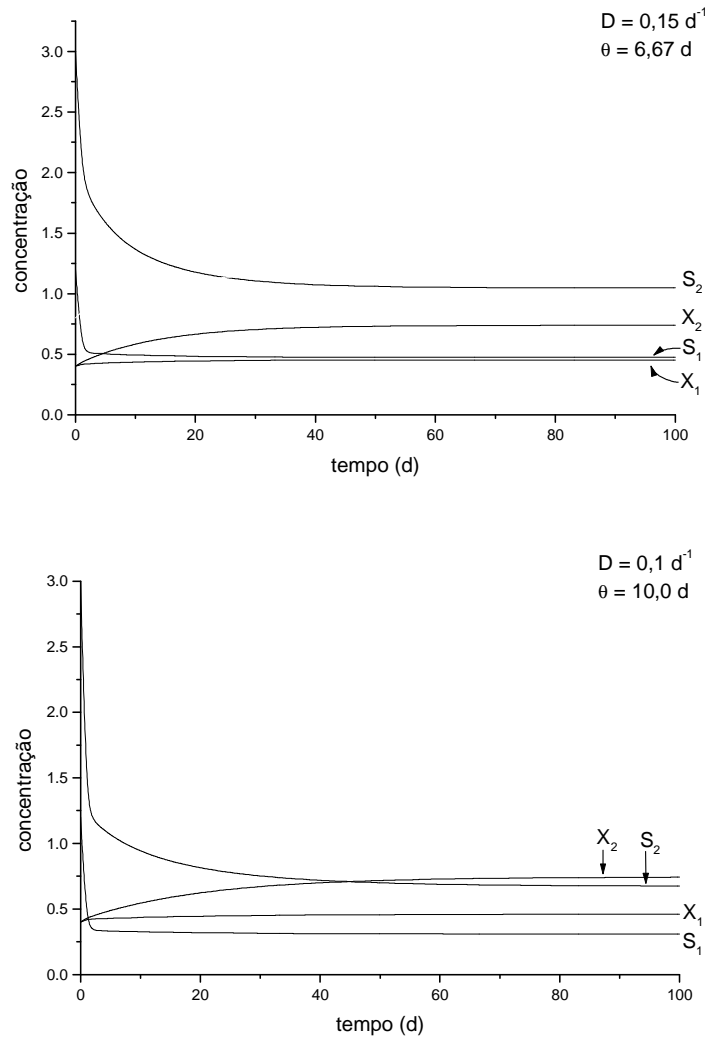


Figura 32 – Simulação do modelo anaeróbio com variação da taxa de diluição D (Obs: X_1 , X_2 e S_1 são dadas em mg/L enquanto S_2 é dada em mmol/L)

Analisando-se a Figura 32 nota-se que em todos os casos estudados ocorre a coexistência de ambas as bactérias com predominância das metanogênicas, mesmo estas tendo uma taxa específica máxima de crescimento menor que as acidogênicas. Isso ocorre devido às bactérias metanogênicas apresentarem baixo valor de K_S em comparação ao das acidogênicas, indicando possuírem uma alta afinidade pelo substrato em questão, no caso o acetato.

Com o aumento do tempo de detenção hidráulica, observa-se uma diminuição das concentrações de matéria orgânica S_1 e de acetato S_2 no estado estacionário, devido ao aumento da concentração tanto das bactérias acidogênicas quanto das metanogênicas (Figura 33), aumentando a eficiência de remoção de matéria orgânica e de acetato no meio (Figura 34).

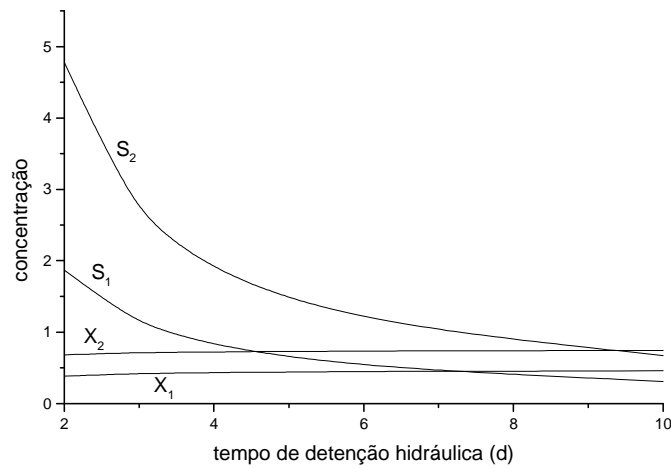


Figura 33 – Perfis de concentração das bactérias e dos substratos em função do tempo de detenção hidráulica

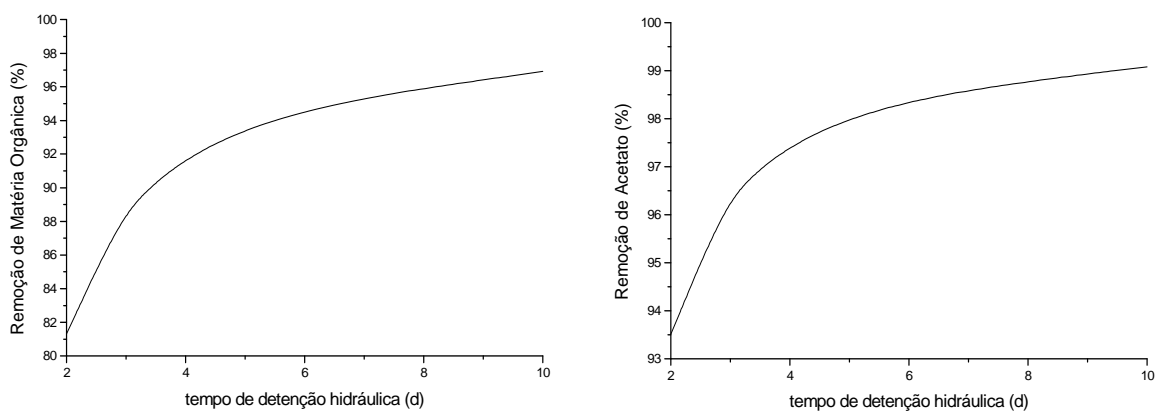


Figura 34 – Eficiência de remoção de matéria orgânica (S_1) e de acetato (S_2)

Analisando-se a Figura 34, observa-se que quanto maior o tempo de detenção maior a eficiência de remoção de matéria orgânica e de acetato. Portanto, o modelo, o qual considera a coexistência das bactérias, descreve satisfatoriamente o comportamento qualitativo esperado para o processo que é o aumento da remoção de substratos com o aumento do tempo de detenção.

5.5. Modelo de Competição entre Bactérias *Gordonia* e *Acinetobacter* em Reator Aeróbio Contínuo e em Sistema Combinado de Reatores Anaeróbio-Aeróbio em Série

A remoção de fósforo em águas residuárias está recebendo uma crescente atenção nas plantas de tratamento de esgoto municipal, para proteger os corpos d'água do excesso de nutrientes e conseqüente eutrofização (Kim, Pagilla, 2003). Muitas plantas convencionais de lodos ativados estão sendo readaptadas para incluir e aumentar a remoção de nitrogênio e fósforo dos efluentes. No sistema de remoção biológica de fósforo (SRBF), o lodo ativado

armazena fosfato além de seus requerimentos metabólicos, sendo que o excesso pode ser removido do efluente descartando o lodo ativado periodicamente. Neste processo, a separação sólido-líquido no decantador secundário se torna mais crítica porque um aumento da quantidade de sólidos suspensos no efluente resulta em um aumento da concentração de fósforo particulado. O estudo de Kim e Pagilla (2003) descreve resultados de experimentos em reator contínuo de mistura completa com duas bactérias comumente encontradas em lodos ativados. As bactérias utilizadas foram a *Gordonia* sp. que causa a formação de espuma devido ao excessivo crescimento em sistemas de lodos ativados, e a outra é a *Acinetobacter* sp. que possui a capacidade de acumular polifosfato e desta forma remover fosfato do efluente. O ponto principal do estudo consistiu em determinar as condições biológicas no estado estacionário em um sistema contínuo de tratamento de lodos ativados, no qual ocorre competição entre a bactéria *Acinetobacter* sp., responsável pela acumulação de fósforo, e a bactéria filamentosa *Gordonia* sp., a qual causa problemas de formação de espuma.

Basicamente, um SRBF com lodos ativados consiste em um reator anaeróbio seguido por um reator aeróbio com reciclo (Figura 35). Deste modo, o crescimento excessivo de bactérias filamentosas pode ser controlado pela *Acinetobacter* sp. devido à sua vantagem competitiva em assimilar matéria orgânica no reator anaeróbio antes do aeróbio (Kim, Pagilla, 2003). Em tal processo, eliminam-se os organismos filamentosos responsáveis pelos problemas na separação sólido-líquido. Deste modo, uma zona anaeróbia seguida por uma aeróbia em um sistema de lodos ativados reduz a população de *Gordonia* sp. responsável pela formação de espuma. O tempo de residência celular médio, o pH de crescimento, o tempo de detenção no reator anaeróbio e a presença de nitratos influencia o funcionamento do SRBF e o controle da *Gordonia* sp. (Kim, Pagilla, 2003).

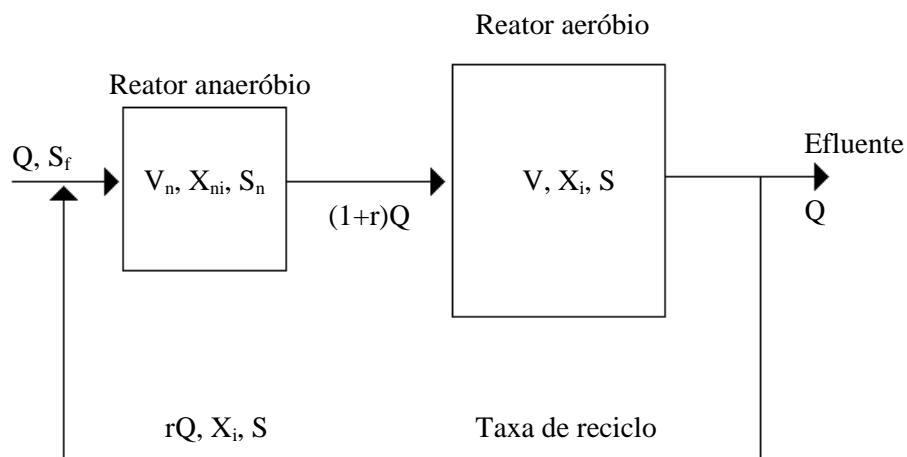


Figura 35 – Esquema de um SRBF e suas variáveis principais do ponto de vista de modelagem matemática

As equações do modelo matemático para o SRBF esquematizado na Figura 35 são apresentadas a seguir, considerando-se que no reator anaeróbico não ocorre morte das bactérias e nem crescimento das bactérias *Gordonia*, visto que elas são estritamente aeróbias, e que somente as bactérias *Acinetobacter* assimilam o substrato em condições anaeróbias:

BALANÇOS DE MASSA NO REATOR ANAERÓBIO:

$$\frac{dX_{n1}}{dt} = rD_n X_1 + \mu_{n1} X_{n1} - (1+r)D_n X_{n1}$$

$$\frac{dX_{n2}}{dt} = rD_n X_2 - (1+r)D_n X_{n2}$$

$$\frac{dS_n}{dt} = D_n (S_f + rS) - (1+r)D_n S_n - \frac{\mu_{n1}}{Y_{n1}} X_{n1}$$

BALANÇOS DE MASSA NO REATOR AERÓBIO:

$$\frac{dX_1}{dt} = (1+r)D_a (X_{n1} - X_1) + \left(\frac{\mu_{\max 1} S}{K_{S1} + S} \right) X_1$$

$$\frac{dX_2}{dt} = (1+r)D_a (X_{n2} - X_2) + \left(\frac{\mu_{\max 2} S}{K_{S2} + S} \right) X_2$$

$$\frac{dS}{dt} = (1+r)D_a (S_n - S) - \left(\frac{\mu_{\max 1} S}{K_{S1} + S} \right) \frac{X_1}{Y_1} - \left(\frac{\mu_{\max 2} S}{K_{S2} + S} \right) \frac{X_2}{Y_2}$$

Nestas equações, X_{n1} , X_{n2} e S_n são respectivamente a concentração de *Acinetobacter* sp., *Gordonia* sp e substrato no reator anaeróbico (mg/L), D_n é a taxa de diluição no reator anaeróbico (d^{-1}), r é a razão de reciclo, S_f é a concentração de substrato na corrente de alimentação (mg/L), μ_{n1} é a taxa específica de crescimento anaeróbico das bactérias *Acinetobacter*, X_1 , X_2 e S são as concentrações das bactérias e substrato no reator aeróbico (mg/L), D_a é a taxa de diluição no reator aeróbico (d^{-1}), $\mu_{\max 1}$ e $\mu_{\max 2}$ são as taxas específicas máximas de crescimento das bactérias *Acinetobacter* e *Gordonia* respectivamente (d^{-1}), K_{S1} e K_{S2} são as constantes de saturação para as bactérias *Acinetobacter* e *Gordonia*, respectivamente e Y_{n1} , Y_1 e Y_2 são os coeficientes de conversão de substrato em bactérias (mg bact./mg DQO).

Para a simulação deste modelo foram utilizados os valores de parâmetros apresentados na Tabela 8:

Tabela 8 – Parâmetros utilizados na simulação de um SRBF

	$\mu_{\max i}$ (d^{-1})	K_{Si} (mg/L)	Y_i (g/g)	Parâmetros Operacionais			
				D_n (d^{-1})	D_a (d^{-1})	S_f (mg/L)	r
<i>Acinetobacter</i>	4,6	680	0,35				
<i>Gordonia</i>	2,8	890	0,23	2,0	1,5	100	4

Ao simular apenas o reator aeróbio, os parâmetros cinéticos adotados foram $\mu_{max1} = 9,8 \text{ d}^{-1}$, $\mu_{max2} = 3,2 \text{ d}^{-1}$, $K_{S1} = 510 \text{ mg/L}$, $K_{S2} = 820 \text{ mg/L}$ e $Y_{n1} = 0,08 \text{ g/g}$.

A maior taxa específica de crescimento e a menor constante de saturação das bactérias *Acinetobacter* comparados com as *Gordonia* indica que as primeiras crescem melhor quando as duas bactérias são expostas às mesmas condições, devido a maior taxa específica de crescimento e a maior afinidade com o substrato, indicado pelo menor valor de K_S .

Os valores dos parâmetros cinéticos apresentados na Tabela 8 foram retirados de Kim e Pagilla (2003), os quais justificaram os altos valores de K_S como sendo decorrentes dos altos valores de concentração de substrato na alimentação usados durante os ensaios (100 – 1500 mg DQO/L).

Deste modo, simulando-se a interação entre as duas bactérias considerando-se apenas o reator aeróbio sem reciclo, obtém-se os perfis de concentração mostrados na Figura 36.

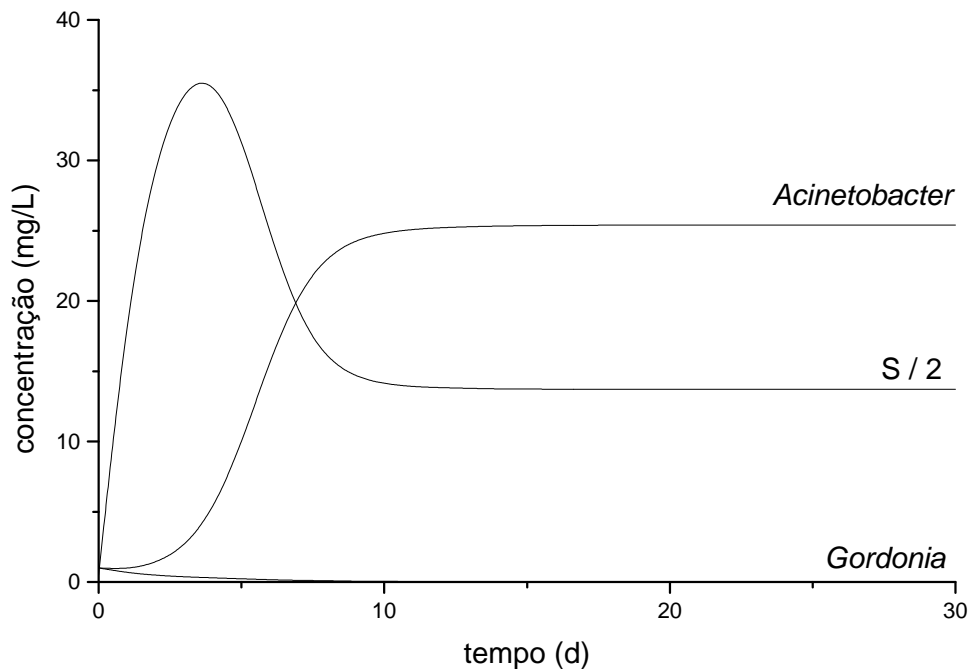


Figura 36 – Interação entre as bactérias *Acinetobacter* e *Gordonia* no reator aeróbio sem reciclo

Simulando-se a interação ente as bactérias para os dois reatores em série (anaeróbio-aeróbio) obtém-se os perfis de concentração mostrados nas Figuras 37 e 38.

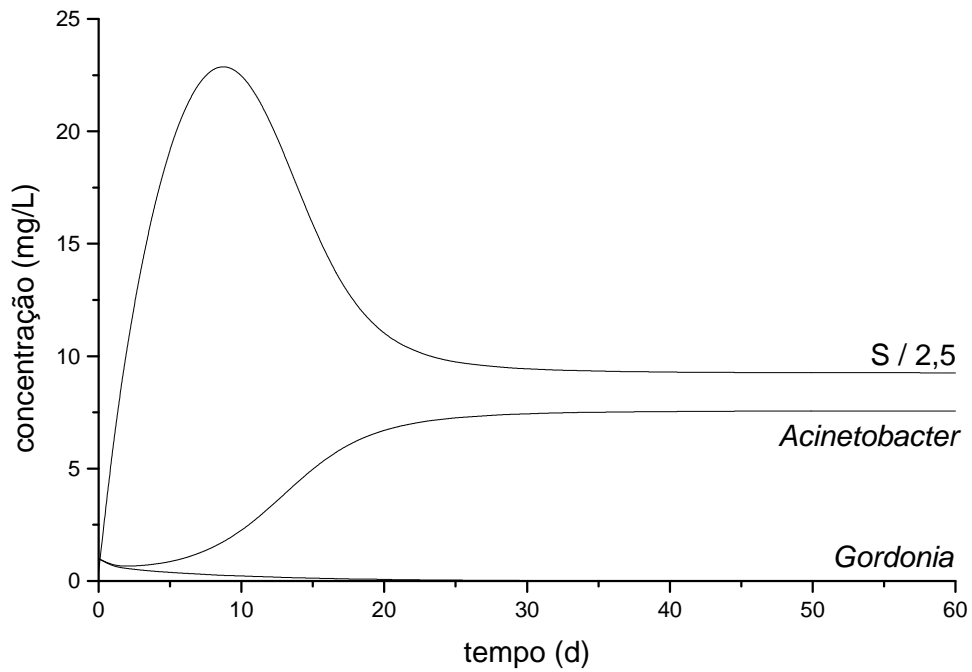


Figura 37 – Interação entre as bactérias *Acinetobacter* e *Gordonia* no reator anaeróbio em um SRBF

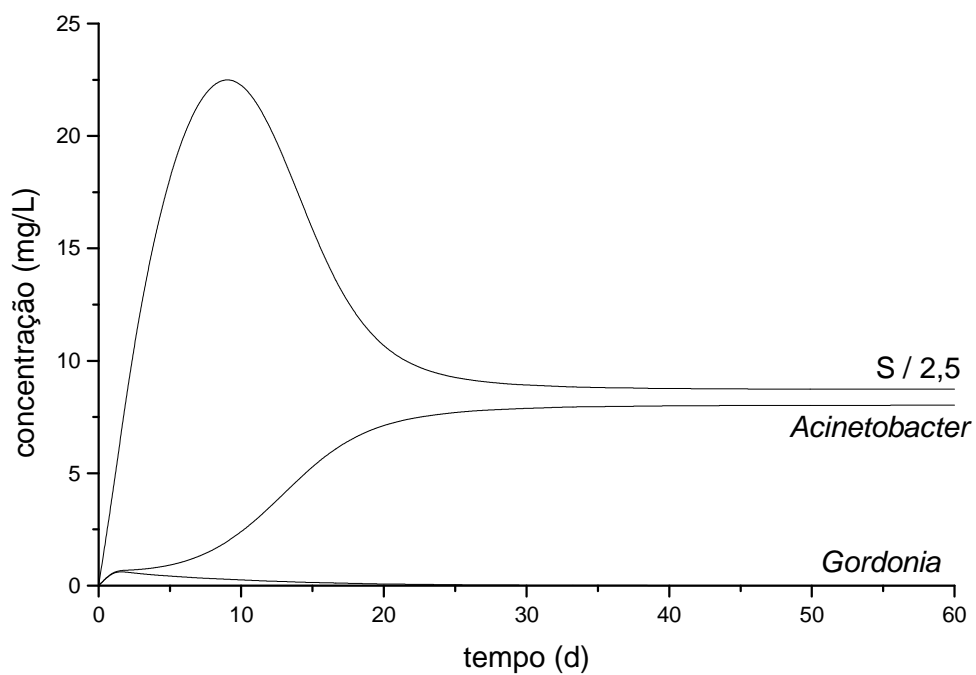


Figura 38 – Interação entre as bactérias *Acinetobacter* e *Gordonia* no reator aeróbio em um SRBF

Os gráficos mostram que as bactérias *Acinetobacter* competem com as *Gordonia* com sucesso, devido aos seus parâmetros cinéticos mais favoráveis para o crescimento em condições aeróbicas e anaeróbicas, fazendo com que a população de *Gordonia* seja lavada dos dois sistemas. Devido ao alto poder competitivo das *Acinetobacter* ela pode controlar o

crescimento das bactérias *Gordonia*, que são bactérias indesejáveis por causarem formação de espuma.

Tendo em vista a alta competitividade das bactérias *Acinetobacter* tanto no reator aeróbio quanto no anaeróbio, a etapa anaeróbia tem função de eliminar não só as bactérias *Gordonia*, mas também outras bactérias filamentosas que trazem sérios problemas à etapa de clarificação.

6. CONCLUSÃO

O estudo de dinâmicas populacionais de microrganismos apresentou-se como uma ferramenta bastante útil para o entendimento de diversos processos de tratamento de efluentes.

Na simulação do modelo de sistema de lodos ativados, levando-se em conta a interação de bactérias floculantes e filamentosas com enrijecimento filamentosos, verificou-se que para um tempo de detenção hidráulica de 6 horas ocorre a coexistência das bactérias, com aproximadamente a mesma quantidade de cada uma delas, o que é essencial para a boa eficiência do processo. O tempo de detenção previsto para esta coexistência aproxima-se bem do tempo usualmente praticado em sistemas de lodos ativados convencionais.

Analisando-se um outro modelo de processo de lodos ativados sem variação de carga, observou-se que com a presença de bactérias agregadas ao floco ocorre uma diminuição de bactérias dispersas no reator devido à competição por substrato e à predação pelos protozoários. Entretanto, a concentração de biomassa no reator é maior devido ao reciclo das bactérias floculantes, o que faz com que eficiências na remoção de matéria orgânica de 99% sejam atingidas para tempos de detenção hidráulica superiores a 3 horas.

As simulações do modelo de lodos ativados com variação diária de carga também geraram resultados importantes. Com variações de carga de substrato, de bactérias na corrente de alimentação e de vazão, notou-se que as concentrações de bactérias, protozoários e substrato sofrem variações diárias que chegam até a 70% do valor médio para a concentração de substrato e 80% do valor médio para as bactérias dispersas, deste modo afetando a eficiência do processo num período diário. Comparativamente, as concentrações de protozoários e bactérias aderidas aos flocos são muito menos afetadas por tais variações.

Estudos experimentais das inter-relações microbianas em processos anaeróbios revelam que as bactérias metanogênicas prevalecem sobre as bactérias acidogênicas, o que foi confirmado nas simulações do processo anaeróbio aqui estudado. Isso ocorre devido ao baixo valor da constante de saturação das bactérias metanogênicas comparado ao das acidogênicas, mesmo estas tendo uma taxa específica de crescimento máxima maior que as primeiras. As simulações mostraram também que, com o aumento do tempo de detenção hidráulica, a eficiência do processo aumenta, resultando em maiores concentrações de ambas as bactérias e menores concentrações de matéria orgânica e de acetato.

Na simulação do modelo de interação entre bactérias *Acinetobacter* e *Gordonia* em um SRBF, verificou-se a maior competitividade das bactérias *Acinetobacter*, as quais possuem parâmetros cinéticos mais favoráveis, permitindo um maior crescimento delas tanto em condições anaeróbias como em aeróbias, deste modo controlando o crescimento das bactérias

Gordonia, o qual se excessivo causa a formação de espuma. A etapa anaeróbia no processo tem a função de eliminar não só as bactérias *Gordonia*, mas também outras bactérias filamentosas que trazem sérios problemas à etapa de clarificação.

Ficou patente após a realização da pesquisa que a utilização de modelos matemáticos segregados para estudar a dinâmica populacional de microrganismos interagentes é de fundamental importância para a compreensão dos fenômenos principais que governam a ação combinada de microrganismos em processos de tratamento biológico de efluentes. Nesse contexto, a modelagem e a simulação constitui-se numa poderosa ferramenta para atingir o nível de entendimento desejado do processo, permitindo a otimização dos sistemas de tratamento.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGENOR FURIGO JÚNIOR, 1997, Florianópolis. **III Curso de Tratamento Biológico de Resíduos**: Cinética de processos fermentativos. Florianópolis: Centro Brasileiro-Argentino de Biotecnologia, Universidades Federal de Santa Catarina, 1997. 24p.

ALSTAD, D. N. Basic Populus Models of Ecology. Practice-Hall, Inc Upper Saddle River, 2001

BAILEY, J.E.; OLLIS, D. F. Biochemical engineering fundamentals. 2. ed. New York: Mc. Graw-Hill, 1986.

BERNARD, Olivier et al. Dynamical Model Development and Parameter Identification for an Anaerobic Wastewater Treatment Process. **Biotechnology And Bioengineering**, New York, p. 424-438. 20 nov. 2001.

BOUCHER, D. H. **The Biology of Mutualism: Ecology and Evolution**. New York: Oxford University Press, 1985.

CENENS, Chantal et al. Modeling the Competition Between Floc-Forming and Filamentous Bacteria in Activated Sludge Waste Water Treatment Systems – I: Evaluation of Mathematical Models Based on Kinetic Selection Theory. **Water Research Pergamon**, Leuven, Belgium, p. 2525-2534. 20 abr. 2000.

CENENS, Chantal; SMETS, Ilse Y.; IMPE, Jan F. Van. Modeling the Competition Between Floc-Forming and Filamentous Bacteria in Activated Sludge Waste Water Treatment Systems – II: A Prototype Mathematical Model Based on Kinetic Selection and Filamentous Backbone Theory. **Water Research Pergamon**, Leuven, Belgium, p. 2535-2541. 20 abr. 2000.

CURDS, Colin R.. A Theoretical Study of Factors Influencing the Microbial Population Dynamics of the Activated-Sludge Process – I: The Effects of Diurnal Variations of Sewage and Carnivorous Ciliated Protozoa. **Water Research Pergamon**, Stevenage, England, p. 1269-1284. 13 mar. 1973.

CORDI, Livia et al. Intumescimento Filamentoso no Processo de Lodos Ativados Aplicado ao Tratamento de Soro de Queijo: Caracterização e Uso de Floculantes para Melhorar a Sedimentabilidade. **Engenharia Ambiental**, Espírito Santo do Pinhal, v. 4, n. 2, p.26-37, 12 jul. 2007.

EUGÊNIO FORESTI, 1997, Florianópolis. **III Curso de Tratamento Biológico de Resíduos: Sistemas de tratamento anaeróbio**. Florianópolis: Centro Brasileiro-Argentino de Biotecnologia, Universidades Federal de Santa Catarina, 1997. 25 p.

KIM, Hyungjin; PAGILA, Krishna R.. Competitive Growth of Gordonia and Acinetobacter in Continuous Flow Aerobic and Anaerobic/Aerobic Reactors. **Journal Of Bioscience And Bioengineering**, Kyonggi e Chicago, p. 577-582. 04 fev. 2003.

METCALF; EDDY. **Wastewater Engineering: Treatment and Reuse**. 4. ed. New York: Mcgraw Hill, 2003.

MOSER, A. Special cultivation techniques. In: REHM, H-J.; REED, G. (eds.), v. 2, Biotechnology: a comprehensive treatise in 8 volumes, Fundamentals of biochemical engineering, BRAUER, H. (v. ed.), Weinheim, VHC Verlagsgesellschaft mbh, p. 311-347, 1985.

VON SPERLING, Marcos. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Lodos Ativados**. 2. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG, 2002. 428 p.

WATT, S. D.; SIDHU, H. S.; NELSON, M. I. Analysis of a Model for the Treatment of Wastewater by the Activated Sludge Process. **Anziam Journal**, Camberra, p. 1-18. 7 jul. 2006.

YUKIE SAITO HIRATA, 1997, Florianópolis. **III Curso de Tratamento Biológico de Resíduos: Características e Interações Microbianas nos Processos de Tratamento Biológico Aeróbio e Anaeróbio**. Florianópolis: Centro Brasileiro-argentino de Biotecnologia, Universidades Federal de Santa Catarina, 1997. 30 p.

JORGE DURÁN, 1997, Florianópolis. **III Curso de Tratamento Biológico de Resíduos: Sistemas de tratamento aeróbio.** Florianópolis: Centro Brasileiro-Argentino de Biotecnologia, Universidades Federal de Santa Catarina, 1997. 30 p.