

MODELAGEM E ANÁLISE DE SENSIBILIDADE DO PROCESSO DE
TRATAMENTO DE LODO ATIVADO COM RECICLO

Ana Lucia Lisbona Levy

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DA COORDENAÇÃO DOS
PROGRAMAS DE PÓS-GRADUAÇÃO DE ENGENHARIA DA UNIVERSIDADE
FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS
PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM CIÊNCIAS EM ENGENHARIA
QUÍMICA.

Aprovada por:

Prof. José Carlos Costa da Silva Pinto, D. Sc.

Profa. Márcia Walquíria de Carvalho Dezotti, D. Sc.

Prof. Geraldo Lippel Sant'Anna Junior, Ph. D.

Profa. Maria Alice Zarur Coelho, D. Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL

ABRIL DE 2007

LISBONA LEVY, ANA LUCIA

Modelagem e Análise de Sensibilidade do
Processo de Tratamento de Lodo Ativado com
Reciclo [Rio de Janeiro] 2007

IX, 140p. 29,7 cm (COPPE/UFRJ, M. Sc.,
Engenharia Química, 2007)

Dissertação – Universidade Federal do Rio de
Janeiro, COPPE

1. Modelagem
2. Tratamento de Efluentes

I. COPPE/UFRJ II. Título (série)

Aos meus pais e irmãos,
à minha avó Sheila e meu avô Albert (*in memoriam*),
que me ensinaram tudo que há de mais importante.

AGRADECIMENTOS

A D'us.

Aos meus pais, responsáveis pela minha formação que possibilitou o desenvolvimento deste trabalho, por todo apoio, paciência, compreensão e críticas.

À minha irmã, pelo incentivo, pelas longas conversas, conselhos e críticas.

Ao meu irmão, pelas divertidas conversas e momentos de descontração.

Ao orientador José Carlos pela excelente orientação, incentivo, paciência, ânimo e dedicação no desenvolvimento deste trabalho.

À orientadora Márcia pela excelente orientação, incentivo, dedicação e otimismo durante o desenvolvimento deste trabalho.

Ao professor Príamo pela paciência, dedicação e sempre disposição para tirar dúvidas.

A todos os professores que contribuíram com minha formação.

A todos dos laboratórios Labpol, LMSCP e G-130 pela excelente convivência.

Aos amigos que fiz na COPPE, por todas as horas de estudo e momentos de descontração que compartilhamos.

Aos amigos desde sempre, Roni, Lu, Bruno, Sérgio e Diego, por estarem ao meu lado todos esses anos.

Ao CNPQ, pelo auxílio financeiro.

*“Je crois que l’avenir de l’humanité
est dans le progrès de la raison
par la science.”
(Emile Zola, Le Docteur Pascal)*

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M. Sc.)

MODELAGEM E ANÁLISE DE SENSIBILIDADE DO PROCESSO DE
TRATAMENTO DE LODO ATIVADO COM RECICLO

Ana Lucia Lisbona Levy

Abril/2007

Orientadores: José Carlos Costa da Silva Pinto

Márcia Walquíria de Carvalho Dezotti

Programa: Engenharia Química

A legislação ambiental, no Brasil e no exterior, vem estipulando concentrações limites de descarte cada vez mais restritas, levando ao aprimoramento do processo de tratamento de efluentes por lodo ativado e tornado crescente a necessidade da modelagem do processo.

Nesta tese, foi realizada a análise de sensibilidade de um modelo de tratamento por lodo ativado, em que as reações biológicas foram descritas pelo modelo ASM1. O sedimentador padrão usado no processo foi considerado um separador ideal. O estudo foi realizado com o auxílio de diagramas de continuação.

Verificou-se que o reciclo de lodo é essencial para o funcionamento da unidade e que os parâmetros de decaimento da biomassa heterotrófica, da máxima taxa de crescimento específico de biomassa heterotrófica, de máxima taxa específica de hidrólise, de rendimento heterotrófico e a concentração de substrato rapidamente biodegradável na corrente de entrada apresentam as maiores influências sobre o sistema. A análise econômica do tratamento e da disposição final do excesso de lodo mostrou que plantas de tratamento com grandes vazões ou com baixas vazões e lodo tóxico apresentam a necessidade de uma unidade de lise de biomassa para redução dos custos.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

MODELLING AND SENSITIVITY ANALYSIS OF AN ACTIVATED SLUDGE
TREATMENT PROCESS WITH RECYCLE

Ana Lucia Lisbona Levy

April/2007

Advisors: José Carlos Costa da Silva Pinto

Márcia Walquíria de Carvalho Dezotti

Department: Chemical Engineering

The environmental legislation, both in Brazil and abroad, estipulates rigid concentration limits for wastewater contaminants, encouraging the improvement of the activated sludge treatment process and increasing the need for proper process modelling.

In this thesis, a sensitivity analysis of an activated sludge treatment process is performed, by assuming that the biological reactions can be described by the ASM1 model. The settling tank used in standard process configuration is assumed to behave as an ideal separator. The study was carried out with the help of continuation diagrams.

It was verified that the sludge recycle stream is essential for the good process performance, and that the decay coefficient for heterotrophic biomass, the maximum specific growth rate for heterotrophic biomass, the maximum specific hydrolysis rate, the yield for heterotrophic biomass and the concentration of readily biodegradable DQO in the wastewater exert the most important influences on the process. The economic analysis of the treatment and final disposition of the excess of activated sludge showed that treatment plants with a large flow or with a low flow of wastewater, but with a toxic activated sludge, require the implementation of a lysis biomass unit for reduction of the operation costs.

ÍNDICE

Capítulo I – Introdução	1
Capítulo II – Revisão Bibliográfica	3
II.1. Processos de Lodo Ativado	3
II.2. Breve Histórico dos Processos de Lodo Ativado	4
II.3. Modelagem de Processos de Lodo Ativado	6
II.4. Modelo Activated Sludge Model No.1 (ASM1)	19
II.4.1. Componentes do Modelo Matemático ASM1	20
II.4.2. Parâmetros Estequiométricos	23
II.4.3. Parâmetros Cinéticos	24
II.4.4. Processos Presentes no Modelo ASM1	26
II.4.5. Considerações e Restrições Associadas ao Modelo	30
II.4.6. Limitações do Modelo ASM1	31
II.5. Análise de Sensibilidade	32
II.6. Legislação Ambiental Federal e do Estado do Rio de Janeiro	44
II.7. Abordagem deste Trabalho	47
Capítulo III – Metodologia	48
III.1. Sistema Estudado	48
III.2. Modelagem das Reações Biológicas	50
III.3. Simulações	52
Capítulo IV – Resultados e Discussão	57
IV.1. Parâmetros de Projeto e Operação	57
IV.1.1. Biomassa Total	57
IV.1.2. DQO Total do Efluente	65
IV.1.3. Ausência de Reciclo	70
IV.2. Parâmetros Cinéticos	72
IV.2.1. Biomassa Total	72
IV.2.2. DQO Total do Efluente	79
IV.2.3. Nitrogênio Amoniacal	86
IV.3. Parâmetros Estequiométricos	98

IV.3.1. Biomassa Total	98
IV.3.2. DQO Total do Efluente	101
IV.3.3. Nitrogênio Amoniacal	103
IV.4. Concentrações na Corrente de Entrada do Sistema	107
IV.4.1. Biomassa total	107
IV.4.2. DQO Total do Efluente	114
IV.4.3. Nitrogênio Amoniacal	115
Capítulo V – Projeto e Análise Econômica	117
V.1. Projeto da Planta de Tratamento	117
V.2. Análise Econômica	118
V.2.1. Tratamento e Disposição Final do Lodo	118
V.2.2 Custos do Tratamento e da Disposição Final do Lodo	120
Capítulo VI – Conclusões e Sugestões	126
VI.1. Conclusões	126
VI.2 Sugestões	128
Capítulo VII – Referências Bibliográficas	129
Anexo I	138
Anexo II	139

CAPÍTULO I

INTRODUÇÃO

O processo de lodo ativado é muito utilizado para o tratamento de efluentes biodegradáveis industriais e domésticos. Este processo é constituído basicamente por um tanque de aeração e um sedimentador com uma corrente de reciclo de lodo, como o apresentado pela Figura I.1, juntamente com a etapa não usual de lise de biomassa. O problema fundamental analisado nessa tese é o de compreender que condições de operação podem justificar a instalação de uma unidade para lise de biomassa na corrente de reciclo, em detrimento da solução mais simples que é o descarte de parte do lodo produzido no tanque de tratamento.

O avanço da legislação ambiental, no Brasil e no exterior, vem estipulando limites de descarte cada vez mais restritos e prejuízos financeiros e legais para as indústrias que descumprirem a lei. Isso levou ao aprimoramento do processo, com o objetivo de se conjugar alta eficiência com custos cada vez mais reduzidos.

A modelagem do processo de lodo ativado apresenta, neste contexto, grande importância, pois permite a construção e a operação de plantas de tratamento mais eficientes e lucrativas. Os modelos também permitem simular o possível impacto que as condições operacionais podem exercer sobre o desempenho do sistema, ajudando a prevenir problemas de operação antes que eles aconteçam e a controlar o efeito de perturbações indesejadas no sistema.

O modelo chamado de Activated Sludge Model No. 1, ASM1 (HENZE *et al.*, 2000) é atualmente considerado um modelo padrão do processo de lodo ativado, sendo largamente utilizado para estudos de simulação na indústria e na academia. O modelo ASM1 descreve as taxas de remoção de substâncias orgânicas e compostos nitrogenados pelos microorganismos, relacionando essas taxas ao consumo de oxigênio e de nitrato e à produção de lodo.

O conceito de morte-regeneração da biomassa foi utilizado para elaboração do modelo ASM1. Os substratos orgânicos e as substâncias nitrogenadas foram divididos em frações, de acordo com sua solubilidade em água e com a biodegradabilidade.

Nesta tese, foi realizada a análise de sensibilidade de um modelo de lodo ativado, em que as reações biológicas foram descritas pelo modelo ASM1. O sedimentador foi considerado um separador ideal. O estudo foi realizado com o auxílio de diagramas de continuação. O objetivo principal desse trabalho é a identificação dos parâmetros de projeto e de operação, dos parâmetros cinéticos, estequiométricos e de carga que exercem maior influência sobre o processo. A análise foi baseada na resposta de três variáveis: biomassa total, DQO total no efluente e nitrogênio na forma amoniacal.

A análise de sensibilidade realizada é de grande importância, uma vez que a identificação dos principais parâmetros e dos respectivos efeitos sobre o processo permite que sejam realizadas alterações no processo, de forma segura, para que se atinjam objetivos específicos. A análise também permite que a estimação de parâmetros baseada em dados experimentais seja executada de forma mais objetiva e econômica, já que os experimentos devem ser realizados para identificar os parâmetros principais do processo.

Neste trabalho, em particular, no Capítulo II é apresentada uma revisão bibliográfica sobre a modelagem de processos de lodo ativado e análise de sensibilidade. No Capítulo III são apresentados o sistema estudado neste trabalho e a modelagem do processo. No Capítulo IV são apresentados e discutidos os resultados obtidos. No Capítulo V é realizada uma avaliação econômica do processo estudado. No Capítulo VI são apresentadas as conclusões. O Capítulo VII é destinado às referências bibliográficas.

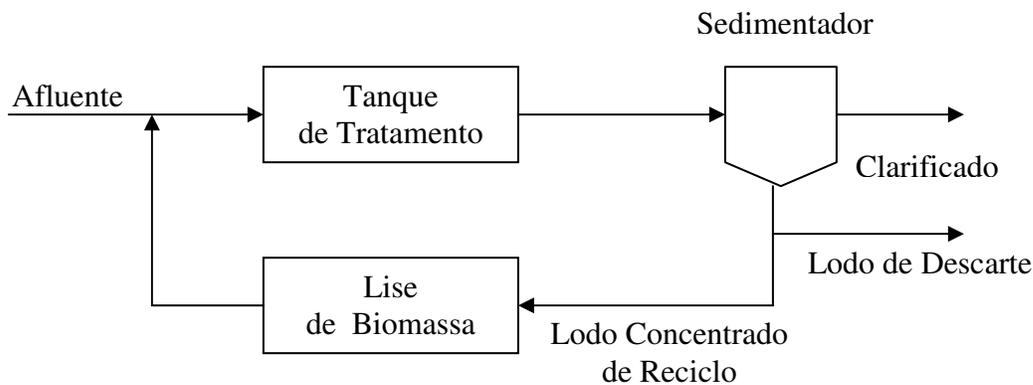


Figura I.1: Esquema clássico de uma planta de tratamento de efluentes com lodo ativado.

CAPÍTULO II

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

II.1. Processos de Lodo Ativado

Os processos biológicos são largamente utilizados para o tratamento de efluentes domésticos e industriais devido a sua grande eficiência. O processo de lodo ativado se destaca pela sua alta capacidade de adaptação e robustez frente a diferentes efluentes.

O processo de lodo ativado se originou da observação de que, quando um efluente (doméstico ou industrial) era aerado por um longo período de tempo, a concentração de matéria orgânica diminuía, ao mesmo tempo em que eram formados flocos de lodo (RAMALHO, 1983). O processo de lodo ativado é constituído essencialmente por um tanque de aeração, que apresenta uma alta concentração de microorganismos na forma de flocos. Os microorganismos são os responsáveis pela degradação dos poluentes. A corrente de saída do tanque de aeração é encaminhada a um sedimentador, onde ocorre a sedimentação e o adensamento do lodo biológico. O sobrenadante pode ter a continuação de seu tratamento, enquanto a corrente de fundo, constituída pelo lodo, é parcialmente reciclada ao tanque de aeração. Uma parte do lodo é descartada.

O lodo é formado por uma população heterogênea de microorganismos composta por metazoários, protozoários e principalmente bactérias. Os flocos são formados por exopolímeros excretados pelas bactérias, que facilitam a adesão e constituem uma barreira protetora em ambientes não favoráveis (MATIAS *et al.*, 2003).

Existem três formas básicas de operação desse processo, como apresentado na Tabela II.1.1. As diferentes formas têm a finalidade de assegurar uma adequada sedimentação do lodo e remoção de matéria orgânica. Na Tabela II.1.1, a razão de retorno de lodo é definida como a razão entre a vazão de reciclo e a vazão de entrada no sistema. As diferentes formas de operação combinam diferentes concentrações de biomassa e diferentes tempos de residência para remover diferentes quantidades de matéria orgânica do efluente.

Tabela II.1.1: Formas de operação do processo de lodo ativado.

Parâmetros/Processo	Aeração Prolongada	Convencional	Forte Carga
Tempo de residência (h)	18 - 24	3 - 8	1 - 2
Conc. biomassa no reator (mg SSV/L)	3000 - 6000	2000 - 4000	1500 - 3000
Razão de retorno de lodo	0,1 – 1,5	0,2 – 0,8	0,5 - 3
Eficiência de remoção DBO ₅ (%)	>90	80 - 95	50 - 70

(ref: ROQUES, 1980; WEF, MOP11, 1996, apud SANT'ANNA JR, 2004)

II.2. Breve Histórico dos Processos de Lodo Ativado

A discussão histórica apresentada nessa seção está em conformidade com a tese de JEPSON (1996).

Inicialmente, os sistemas de tratamento biológico operavam segundo o conceito de “fill – and – draw”; ou seja, o efluente era colocado em um reator e aerado. Após um período de tempo, o efluente e o depósito de sólidos eram retirados e o processo era repetido. Fato curioso é que a utilização de aeração suplementar para o tratamento de efluentes data do século XIX. Na Inglaterra, ARDEN e LOCKETT (1914), apud JEPSON (1996), testaram pela primeira vez o sistema de tratamento de efluentes, em 1914. Estudaram o uso repetido dos sólidos floculados com a aeração do efluente, denominando-os de lodo ativo e observaram o aumento de sua capacidade de purificação por simples aeração.

Visando a operação contínua, o processo sofreu alterações com o passar do tempo. Já no ano de 1917, na Inglaterra e nos Estados Unidos, duas plantas pilotos contínuas entraram em operação. O sucesso obtido com essas duas plantas e com a utilização de difusores de ar levou à construção de outras plantas ainda maiores. Assim, foi demonstrado que o processo operado de modo contínuo era o mais adequado.

O aumento das estações de tratamento de esgoto e o desenvolvimento industrial da técnica levaram a variações significativas de vazão e de carga orgânica, o que provocou o

surgimento de problemas de operação nas estações de tratamento. O intumescimento do lodo (bulking), que leva a uma diminuição da capacidade de sedimentação do lodo ativado e a uma alta concentração de sólidos suspensos no efluente de descarte, foi um dos principais problemas encontrados. A falta de oxigênio, inicialmente alimentado na corrente de entrada dos tanques de aeração, também foi um problema comum observado.

A partir de 1930, visando a solucionar o problema freqüente de falta de oxigênio no tanque de aeração, passou-se a utilizar um maior número de difusores na entrada dos tanques de aeração. Passou-se também a usar um número relativamente menor de difusores perto do local da corrente de saída (KESSLER e NICHOLS, 1935, apud JEPPSON, 1996). Observou-se que, quando toda a carga de oxigênio era aplicada na entrada dos tanques de aeração com a corrente de reciclo de lodo, a demanda de oxigênio da mistura era muitas vezes superior à capacidade de dissolução de oxigênio, reduzindo a eficiência do tratamento.

Para reduzir os efeitos dos choques de carga (alterações no volume e concentração da corrente de alimentação) e melhorar a distribuição de oxigênio nos tanques de aeração, a vazão de entrada passou a ser dividida em quantidades regulares em múltiplos pontos ao longo do tanque. Estas alterações datam de 1940.

O aumento da capacidade de aeração permitiu o desenvolvimento do processo de lodo ativado de alta carga (high rate). Nesse processo há uma aeração eficiente por causa do alto grau de turbulência, sendo possível aumentar a carga tratada consideravelmente. Esse processo levou à redução do tamanho dos flocos, melhorando a taxa de difusão de oxigênio para as bactérias e aumentando as taxas de consumo do material orgânico. Nesse processo, a biomassa permanece em estado bastante ativo devido ao pequeno tempo de retenção e à alta razão entre a concentração de substrato e de biomassa. Portanto, é necessária uma alta taxa de reciclo de lodo para que se evite a lixiviação do lodo.

O processo de aeração prolongada foi criado devido à grande quantidade de lodo produzida, que também deve ser tratado para descarte. O processo é caracterizado por uma grande taxa de aeração, um alto tempo de retenção e uma grande concentração de lodo no tanque de aeração. Esse processo pode remover uma grande parte do material orgânico presente no efluente, produzindo comparativamente menor quantidade de lodo. A baixa

razão entre as concentrações de substrato e de biomassa mantém a biomassa em fase endógena. Este processo passou a ser muito utilizado a partir da década de 50.

A utilização de oxigênio puro, ao invés de ar, é uma forma de manter altos níveis de oxigênio dissolvido no tanque de aeração sem a utilização de turbulência elevada, que pode causar a quebra dos flocos, deteriorando a capacidade de sedimentação. Essa alteração favorece a instalação do processo em pequenas plantas industriais, onde não há áreas disponíveis para ampliações. O uso de oxigênio puro permite altas cargas e altas concentrações de lodo com pequenos tempos de retenção. A principal desvantagem do processo é o aumento do custo com a aeração, que pode ser parcialmente compensado pelo menor custo energético de operação.

II.3. Modelagem de Processos de Lodo Ativado

O processo de lodo ativado tem sido utilizado para o tratamento de efluentes domésticos e industriais desde a década de 30. Os projetos das estações de lodo ativado foram realizados de forma empírica durante um longo período de tempo. Foi somente a partir da década de 60 que surgiu uma abordagem mais racional para o projeto de sistemas de lodo ativado (RAMALHO, 1983).

A conscientização da sociedade em relação à preservação do meio ambiente, juntamente com a criação da legislação ambiental e a adoção de limites de descarte cada vez mais restritos, criaram a necessidade da remoção de nutrientes presentes nos efluentes (compostos orgânicos, nitrogênio e fósforo) de forma cada vez mais eficaz e a baixos custos. Isso levou naturalmente à criação de modelos matemáticos que incorporam os mecanismos microbiológicos fundamentais, para tornar possível uma descrição racional da engenharia do processo.

Há uma diferença essencial entre os modelos de lodo ativado e os modelos usados para descrever a operação de plantas de tratamento de efluentes. Geralmente, uma estação de tratamento de efluentes consiste de uma série de tanques de lodo ativado combinados com um tanque de sedimentação. Dependendo das concentrações de oxigênio dissolvido e de nitrato presentes nos tanques, podem ser distinguidos tanques aeróbios (oxigênio

presente), anóxicos (presença de nitrato e ausência de oxigênio) ou anaeróbios (ausência de nitrato e oxigênio) (GERNAEY *et al.*, 2004).

Segundo GERNAEY *et al.* (2004), o termo “modelo de estação de tratamento de efluentes” é usado para indicar o conjunto formado pelo modelo biológico do lodo, o modelo hidráulico, o modelo de transferência de oxigênio e o modelo de tanque de sedimentação. O termo “modelo de lodo ativado” é usado normalmente para indicar apenas o conjunto de equações que representa biológica e quimicamente as taxas das reações que ocorrem no tanque de lodo ativado.

Um dos trabalhos mais fundamentais sobre o desenvolvimento de modelos dinâmicos para os processos de lodo ativado foi realizado por MARAIS e EKAMA (1976). Esses autores desenvolveram um modelo estacionário para condições aeróbias, a partir do qual foi desenvolvido um modelo dinâmico. Os principais méritos do trabalho foram associar a taxa de crescimento específico de lodo com a concentração de substrato através da relação de Monod e sugerir que as substâncias orgânicas deveriam ser divididas ao menos em três frações: biodegradável, particulado não biodegradável e solúvel não biodegradável. A taxa de consumo de oxigênio foi identificada como o termo mais sensível para verificar o comportamento dos modelos do processo de lodo ativado. Foi também sugerido que os compostos nitrogenados do efluente fossem divididos ao menos em quatro frações: solúvel não biodegradável, particulado não biodegradável, orgânico biodegradável, amônia ($\text{NH}_3 - \text{NH}_4^+$).

O modelo de Marais e Ekama evoluiu posteriormente para um modelo dinâmico completo, incluindo a desnitrificação (DOLD *et al.*, 1980). Duas hipóteses de particular importância foram incluídas no modelo: a hipótese do bi-substrato (EKAMA e MARAIS, 1979) e a hipótese de morte-regeneração (HAANDEL *et al.*, 1981). De acordo com experimentos práticos, foi proposto que a DQO biodegradável do efluente consistia de duas frações: DQO rapidamente e lentamente biodegradável. A DQO rapidamente biodegradável é constituída de moléculas simples, capazes de passar através da membrana celular e serem imediatamente utilizadas pelos organismos. A DQO lentamente biodegradável é constituída por moléculas grandes e complexas, que, misturadas com a massa de lodo, são adsorvidas e quebradas através da ação de enzimas extracelulares (hidrólise) antes de serem transferidas através da parede celular e utilizadas no metabolismo. A hipótese de morte-regeneração foi

incluída no modelo como uma tentativa de diferenciar as várias reações que ocorrem durante e após a morte do microorganismo. De acordo com esse conceito, o material celular retorna ao meio através da lise celular. Uma fração desse material não é biodegradável e se comporta como um resíduo inerte. A fração restante é lentamente biodegradável e retorna ao processo, sendo utilizada pelos organismos remanescentes como substrato. Este modelo se tornou a base para os modelos desenvolvidos nos anos seguintes.

A International Water Association (IWA), outrora denominada International Water Pollution Control Association, desenvolveu uma família de modelos de lodo ativado. O primeiro modelo desta “família” a ser publicado foi o Activated Sludge Model No.1 (ASM1) (HENZE *et al.*, 2000), em 1987. Esse modelo tinha como objetivo descrever as taxas de remoção dos compostos orgânicos e dos compostos nitrogenados, e simultaneamente relacioná-los com os consumos de nitrato e de oxigênio que são aceptores de elétrons. O ASM1 é capaz de fornecer uma descrição adequada da produção de lodo em estações de tratamento de efluentes municipais (GERNAEY *et al.*, 2004).

No ASM1, as substâncias orgânicas presentes no efluente são divididas em frações, de acordo com sua biodegradabilidade e solubilidade em água. Foram definidos dois tipos de substratos: substrato lentamente biodegradável e substrato rapidamente biodegradável. O substrato lentamente biodegradável é definido como sólido, mas representa também substâncias solúveis mais complexas que sofrem hidrólise extracelularmente, sendo convertidas em substrato rapidamente biodegradável. Foram definidas ainda substâncias sólidas e solúveis não biodegradáveis, que são removidas do sistema com a massa de lodo (adsorvidas, retidas no lodo).

As substâncias nitrogenadas também foram divididas em frações, de acordo com sua biodegradabilidade e solubilidade em água. Considerou-se que a nitrificação, realizada pelas bactérias autotróficas, ocorre em uma única etapa. O nitrogênio na forma de gás (N_2), liberado durante a desnitrificação, não foi representado no modelo. Como consequência, o balanço de massa para nitrogênio não é satisfeito.

A biomassa heterotrófica cresce com o consumo do substrato rapidamente biodegradável, sob condições aeróbias e anóxicas. O decaimento da biomassa origina matéria orgânica de natureza não biodegradável e de natureza lentamente biodegradável, que retorna ao sistema e fica disponível para o consumo após reação de hidrólise.

PEREIRA *et al.* (1996) realizaram a modelagem hidrodinâmica de uma estação de tratamento de efluentes de Nancy (França). As distribuições de tempos de residência foram obtidas através da utilização de traçador (cloreto de lítio) em diversas unidades (tanque primário, tanque de aeração, decanador secundário), enquanto a modelagem biológica foi baseada no modelo ASM1. Foi proposto um modelo constituído por 18 unidades conectadas em série e com reciclo. Cada unidade apresentava uma região de boa mistura e aerada, na qual ocorriam as reações biológicas, e uma zona morta, considerada biologicamente inativa. A aeração foi representada por um coeficiente de transferência de massa característico e foi considerada homogênea na região aerada. Os poluentes a base de carbono foram fracionados em 4 classes, de acordo com a biodegradabilidade e solubilidade, seguindo o modelo ASM1. Verificou-se que não foi possível reproduzir os dados experimentais com exatidão, pois a estação não apresentava uma instrumentação suficiente para obter as variações precisas das diferentes variáveis presentes no modelo. A concentração da biomassa no tanque de aeração foi predita com acurácia, assim como na corrente de reciclo. Os perfis de concentração de oxigênio dissolvido medidos no tanque de aeração e previstos pelo modelo foram similares no espaço e no tempo.

MAKINIA e WELLS (2000a) também desenvolveram um modelo de tratamento constituído pelo processo biológico, pelo projeto hidráulico e pela resistência à transferência de oxigênio. A inovação em relação ao trabalho anterior foi a inclusão de um modelo de transferência de calor. Os dados utilizados para a realização deste estudo foram obtidos na estação de tratamento de efluentes Rock Creek, em Hillsboro, Oregon (E.U.A.). O afluente da estação apresentava 23%, de sua composição, de efluentes industriais, enquanto o restante era composto por esgoto doméstico. O transporte das substâncias foi descrito por equações unidimensionais advectivas-dispersivas. Os termos de geração/consumo foram descritos de acordo com o modelo ASM1. A alcalinidade não foi considerada como variável de estado neste caso e a taxa de hidrólise foi representada por uma cinética de primeira ordem. O ASM1 considera que as variações de concentração de oxigênio dissolvido são devidas somente às reações biológicas, não prevendo de forma exata os perfis de oxigênio dissolvido nos reatores de lodo ativado. Por isso, foi incluída a função de transferência de oxigênio, sendo o coeficiente de transferência de oxigênio correlacionado à vazão de ar. Os parâmetros de composição do afluente e os parâmetros

associados ao processo biológico, como as taxas máximas de crescimento de microorganismos aeróbios heterótrofos, autotróficos e desnitrificantes, foram estimados através de testes em batelada. Para os parâmetros conhecidamente constantes no esgoto doméstico, foram utilizados os valores presentes no modelo ASM1.

Para a caracterização do afluente da estação, foram obtidas relações lineares com bom coeficiente de correlação entre as seguintes variáveis: DQO e DQO filtrada; DQO e DBO₅ (demanda biológica de oxigênio, após cinco dias); DQO filtrada e DBO₅; concentração de substrato biodegradável solúvel e DQO; concentração de material orgânico inerte e DQO; concentração de material orgânico lentamente biodegradável e DQO; concentração de material orgânico particulado e DQO. Estes resultados foram comparados com a literatura disponível para esgoto doméstico e verificou-se que as relações propostas eram mantidas. Concluiu-se, dessa forma, que os termos de alimentação que caracterizam os afluentes são correlacionados e não são independentes.

Os mesmos autores publicaram um outro trabalho (MAKINIA e WELLS, 2000b) onde são apresentados resultados de simulação que comprovam a eficiência do modelo. Para a realização das simulações, a biomassa heterotrófica foi considerada como sendo 49% do total da DQO, a amônia foi considerada como sendo 67% do nitrogênio total presente, a concentração de nitrogênio solúvel não biodegradável era de 1gN/m³ e o restante do nitrogênio foi considerado como nitrogênio orgânico biodegradável, solúvel e particulado. O segundo clarificador foi tratado como um ponto de separação. Foi considerada a concentração constante de 5g/m³ de sólidos suspensos no efluente do clarificador. A planta de tratamento considerada foi a mesma analisada no trabalho anterior, apresentando uma vazão de afluente de 1890 m³/h. Foram obtidas amostras, analisadas em relação aos teores de amônia, de nitrato e de nitrito. Foi medida a concentração de oxigênio dissolvido em vários pontos do reator. A vazão de reciclo de lodo ativado era cerca de 40% da vazão do afluente do reator. A temperatura da planta era de 20°C e a composição do afluente era caracterizada por ser muito estável (DQO = 210 g/m³, TKN = 32 g(N)/m³, N-NH₄ = 23 g(N)/m³). O desempenho do modelo principal, baseado em advecção-dispersão (chamado de modelo DISP), foi comparado com o modelo dos tanques em série (chamado modelo TIS), usando as mesmas expressões para o processo bioquímico e a transferência de oxigênio. Para as simulações em estado estacionário, foi encontrada uma boa correlação

entre os dados e as predições do modelo para a concentração de amônia. A diferença observada entre as concentrações de oxigênio dissolvido preditas e medidas pode ser explicada pelas dificuldades em obter dados de vazão. As concentrações preditas de nitrogênio na forma de nitrito+nitrato foram um pouco maiores do que os valores observados. Nas simulações dinâmicas, verificou-se que o modelo DISP fornecia um bom ajuste para as concentrações de amônia e a taxa de consumo de oxigênio (oxygen uptake rate-OUR). Um pior ajuste ocorreu para a concentração de nitrato+nitrito.

No estudo realizado por NUHOGLU *et al.* (2005), o comportamento dinâmico da remoção simultânea de matéria carbonácea e do processo de nitrificação, realizados num aerador do tipo “Carrousel”, foi modelado com o auxílio do modelo ASM1 e de um modelo hidrodinâmico. Na primeira parte do trabalho foi feita uma detalhada caracterização do afluente da Erzincan City Wastewater Treatment Plant (ECWWTP), na Turquia, através dos parâmetros DQO total e solúvel, nitrogênio total, sólidos suspensos, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NH}_4\text{-N}$, nitrogênio orgânico, substrato solúvel inerte (S_I), substrato solúvel biodegradável (S_s) e X_s (substrato particulado biodegradável), requerida pelo processo de modelagem. Os resultados obtidos foram utilizados como entrada no modelo. A alcalinidade não foi considerada como uma variável de estado. Na segunda parte do trabalho, a estação foi matematicamente modelada e foram comparadas as medidas de concentração com as predições do modelo. Os parâmetros do modelo foram estimados de forma que a diferença entre as predições do modelo e os valores observados fosse mínima. Verificou-se que os valores calculados e os valores medidos de DQO total estavam de acordo. A DQO solúvel calculada não refletiu as flutuações dos valores medidos. O modelo também se mostrou não adequada para prever as flutuações das medidas de concentração de sólidos suspensos no tanque de aeração, mas foi capaz de prever o aumento súbito dos valores. Foi observado um bom ajuste entre os valores do modelo e os valores medidos da concentração de sólidos suspensos no reciclo. Isto mostra que o modelo apresenta credibilidade para previsão da concentração de lodo decantado, sem ser necessária uma calibração dos parâmetros do modelo. Concluiu-se que o modelo representava adequadamente as concentrações de carbonáceos, nitrogênio e de particulados no efluente, assim como a concentração de sólidos suspensos no reciclo.

A incorporação de um efeito associado aos produtos intermediários solúveis no modelo ASM1 foi proposta por IBRAHIM e ABASAEED (1995). Há uma concordância entre os pesquisadores da área de tratamento de efluentes de que existem evidências da presença de produtos intermediários solúveis nos sistemas de lodo ativado. No entanto, existem ainda dúvidas no que diz respeito à origem (substrato, capacidade de acumulação de microorganismos, produto de hidrólise) e biodegradabilidade (inerte, lentamente biodegradável) desses produtos. Nesse trabalho, esse produto foi denominado produto solúvel intermediário e foi considerado como lentamente biodegradável. Três componentes solúveis foram então considerados no modelo: substrato solúvel, produto intermediário solúvel e material inerte solúvel. Foram também considerados três materiais particulados: particulados orgânicos, biomassa ativa e particulado inerte orgânico. Esse modelo foi desenvolvido para sistemas completamente aeróbios e não inclui os processos de nitrificação e desnitrificação. Todos os parâmetros, exceto os novos parâmetros criados pela alteração do modelo, foram obtidos da literatura. Um grupo de experimentos da literatura foi utilizado para estimar os parâmetros desconhecidos. O modelo, com os novos valores estimados, foi utilizado para prever outro grupo de dados experimentais da literatura, sem que fosse feito qualquer ajuste adicional. Comparando-se os valores de DQO e de concentração de biomassa total preditos pelo modelo com os valores experimentais da literatura, verificou-se que as previsões do modelo estavam em excelente acordo com os dados experimentais de ambas variáveis.

KABOURIS e GEORGAKAKOS (1996a) propuseram a modelagem de um processo de lodo ativado, fazendo a linearização sucessiva das equações de taxa. O modelo do processo contínuo foi formulado na forma estado-espço e discretizado para diferentes intervalos de tempo. O modelo incluiu a nitrificação. A concentração das substâncias orgânicas foi expressa em termos de DQO, enquanto as concentrações de amônia, nitrato/nitrito e solúveis/particulados de nitrogênio foram expressas em termos de concentrações de nitrogênio. Foram utilizadas as expressões de taxa do modelo ASM1 correspondentes ao crescimento aeróbio de organismos heterotróficos, ao crescimento aeróbio de organismos autotróficos, ao decaimento de organismos heterotróficos, ao decaimento de microorganismos autotróficos, à amonificação do nitrogênio orgânico solúvel, à hidrólise do material orgânico e à hidrólise do nitrogênio orgânico. Essas taxas

foram incorporadas às equações de balanço de massa para cada componente, admitindo-se a hipótese de mistura perfeita. Os dados obtidos através do sistema foram: DQO particulada $((DQO)_x)$, DQO solúvel $((DQO)_s)$, DQO, total de nitrogênio particulado $((TKN)_x)$, nitrogênio solúvel $((TKN)_s)$, nitrogênio total (TKN), amônia (NH_3-N), nitrato (NO_3) e taxa de consumo de oxigênio (OUR). Concluiu-se que o modelo era eficiente para a determinação de estados e parâmetros em processos com medidas com ruídos.

Os mesmos autores realizaram um estudo (KABOURIS e GEORGAKAKOS, 1996b) que descreve a aplicação do método anterior para a identificação de um processo de lodo ativado nitrificante modelado pelo ASM1. Um grupo de valores nominais de parâmetros foi considerado e o processo foi simulado para determinar medidas “perfeitas”. As medidas foram então “corrompidas” pela simulação de ruído, assim gerando uma seqüência de medidas simuladas. Um grupo de parâmetros “perturbados” e o vetor de estado estacionário associado foram considerados como estimativas iniciais no algoritmo de estimação. Dois estudos de caso foram realizados para investigar o efeito do número de parâmetros estimados e do número de variáveis medidas sobre o desempenho do algoritmo de estimação.

No estudo de caso 1, foi feita a estimação de quatro parâmetros do modelo simultaneamente com os estados do sistema. Esses parâmetros eram a máxima taxa de crescimento específico dos organismos heterotróficos, a máxima taxa de hidrólise, a taxa de amonificação e o rendimento heterotrófico. O processo de lodo ativado considerado consistia de 2 reatores de lodo ativado em série e um sedimentador, que foi modelado como um ponto de separação instantânea. A vazão e a composição do afluente foram consideradas constantes. Foi observado que as variações de máxima taxa de crescimento específico dos organismos heterotróficos e a taxa de amonificação causam variações pronunciadas das concentrações de substrato solúvel e nitrogênio orgânico solúvel biodegradável.

No estudo de caso 2, foi utilizado um cenário mais realista, envolvendo a estimação simultânea de nove parâmetros do modelo ASM1. Os volumes dos reatores foram considerados constantes, assim como a vazão e a composição do afluente. Os resultados mostraram que, no caso da estimação de nove parâmetros, houve problemas para estimação de parâmetros ligados à cinética de nitrificação e à cinética de hidrólise, devido ao grande

número de parâmetros a serem estimados e à pequena quantidade de medidas disponíveis. Para resolver este problema, foi testado um método de estimação iterativa, onde os parâmetros de nitrificação e hidrólise eram inicialmente mantidos constantes e os outros 7 parâmetros eram estimados simultaneamente. Posteriormente, os parâmetros de nitrificação e hidrólise foram estimados, enquanto os outros sete parâmetros eram mantidos nos valores obtidos em sua estimação inicial. A estimação mostrou-se adequada, mas os autores destacam a importância de realizar um estudo em um sistema real.

Embora o modelo ASM1 seja extremamente complexo, KABOURIS e GEORGAKAKOS (1996c) simplificaram o método proposto em termos de memória de estocagem e requerimentos computacionais, para implementação *on line* do modelo ASM1. Foi utilizado um submodelo do modelo ASM1, descrevendo um processo de lodo ativado nitrificante. Foram consideradas as seguintes taxas do modelo ASM1: crescimento aeróbico de microorganismos heterotróficos, crescimento aeróbico de microorganismos autotróficos, decaimento de microorganismos heterotróficos, decaimento de microorganismos autotróficos, amonificação de nitrogênio orgânico solúvel, hidrólise do material orgânico e hidrólise do nitrogênio orgânico. Foram feitos os balanços de massa em cada um dos vasos do processo. As equações foram então linearizadas e discretizadas. Foi feito um estudo de caso em que um grupo de parâmetros nominais do modelo foi considerado e o processo foi simulado para determinar medidas “perfeitas” das variáveis de estado. As medidas foram então “corrompidas” através da simulação de ruídos, gerando uma seqüência de medidas simuladas. Um grupo de parâmetros perturbados e os estados estacionários associados foram considerados como estimativas iniciais no algoritmo de estimação. Neste caso, o algoritmo *on-line* foi utilizado para estimação simultânea de três parâmetros do modelo, sendo dois parâmetros cinéticos (máxima taxa de crescimento de organismos heterotróficos e taxa de amonificação) e um parâmetro estequiométrico (rendimento heterotrófico) a partir de medida das variáveis de estado do processo. O processo de lodo ativado simulado computacionalmente representava dois reatores de lodo ativado de mistura perfeita conectados em série, seguidos por um sedimentador/clarificador dinâmico e por um tanque de estocagem de lodo de volume variável e mistura perfeita na linha de reciclo. Os dois parâmetros cinéticos foram considerados como variantes no tempo, enquanto o parâmetro estequiométrico foi considerado constante, já que os primeiros são mais sensíveis às

condições do ambiente. A simplificação no método consistia no processamento dos 4 mais recentes grupos de dados, representando 5 minutos de medidas “on-line” em cada estimativa, juntamente com a utilização de equações de estimativa simplificadas. Verificou-se que a obtenção de parâmetros e estados do sistema foi realizada com sucesso.

ANDERSON *et al.* (2000) também realizaram um estudo para a implementação “on line” do modelo ASM1. Eles desenvolveram um modelo linearizado, incluindo todos os processos essenciais presentes no ASM1, reduzindo drasticamente a demanda da capacidade computacional. O modelo linear desenvolvido era específico para o sistema de lodo ativado, alternando entre os períodos aeróbio e anóxico (AAA), para remoção de compostos orgânicos e nitrificação durante a fase aeróbia e desnitrificação na fase anóxica. Como esse sistema é forçado a mudar regularmente a condição de oxigenação, a sua dinâmica não alcança um estado estacionário, mesmo sob composição constante do afluente. Foram utilizadas as seguintes taxas de seis reações descritas no modelo ASM1: crescimento aeróbio de organismos heterotróficos, crescimento anóxico de microorganismos heterotróficos, crescimento aeróbio de organismos autotróficos, decaimento de organismos heterotróficos, decaimento de microorganismos autotróficos, amonificação de compostos orgânicos nitrogenados solúveis, hidrólise de compostos orgânicos e hidrólise de compostos orgânico nitrogenados. Essas taxas foram representadas por expressões de primeira ordem. Esses modelos lineares que descrevem as fases aerada e não aerada do sistema dinâmico foram discretizados, tratando os termos do afluente como constantes. As simulações foram feitas no “software” Matlab. Foram utilizados dados da literatura para testar o modelo linear baseado em um grupo de parâmetros utilizado para o modelo ASM1 completo, com alguns parâmetros de correção associados. Cada valor de parâmetro do sistema foi escolhido de acordo com a faixa especificada no ASM1. Foi observado um bom ajuste qualitativo entre os dois modelos (ASM1 completo e ASM1 simplificado) e os dados experimentais da literatura. Foi feita então uma verificação do modelo simplificado, utilizando-se dados experimentais de um sistema de AAA diferente do da literatura. Foi operado em laboratório um reator de AAA durante 13 meses para obtenção dos dados experimentais. As composições típicas do afluente, medidas duas vezes por semana numa planta local, eram: DQO total = 150-300mg/L, DQO solúvel = 60-150 mg/L, nitrogênio total = 23-40 mg/L, nitrogênio amoniacal = 13-24 mg/L e fósforo = 3

mg/L. Foi adicionada uma fonte de carbono ao afluente (acetato, metanol e etanol) para que a DQO total alcançasse 300 mg/L para uma adequada relação DQO/N. O tempo de retenção hidráulica era de 12h. Foram feitos ciclos de aeração de 1 a 1,5 h e período total de ciclo de 2 ou 3h.

Uma parte dos dados obtidos foi utilizada inicialmente para calibração do modelo linearizado, devido às diferentes condições experimentais usadas em relação aos trabalhos anteriores. Verificou-se que as predições do modelo descreveram razoavelmente o comportamento da nitrificação durante a aeração e da desnitrificação durante os períodos anóxicos. Esses resultados indicam que a estrutura do modelo era suficiente para o controle do processo, determinando o tempo adequado da fase de aeração. No caso de utilização do modelo ASM1 completo em controle, o tempo necessário para simulação constituía um fator proibitivo.

O modelo Activated Sludge Model No.2 (ASM2) ampliou as funções do modelo ASM1 para tornar possível a descrição da remoção biológica de fósforo (P), incluindo também sua remoção química via precipitação. Foi desenvolvido também o modelo ASM2d, que adiciona a atividade desnitrificante dos organismos que acumulam P (HENZE *et al*, 2000).

BRDEJANOVIC *et al.* (2000) avaliaram a aplicação do ASM2 modificado numa planta real de tratamento de efluentes. Também foram realizados procedimentos para caracterização do lodo e do efluente. A estação de tratamento de efluentes foi projetada para remoção de matéria orgânica (DQO), nitrogênio e fósforo para efluentes domésticos e industriais. O sistema de remoção de DQO e N era composto por quatro linhas paralelas de lodo ativado, enquanto a remoção de P ocorria num processo biológico-químico. Os testes em batelada foram realizados (no mínimo 3 vezes) para determinar a taxa aeróbia de consumo de P, a taxa anóxica de consumo de P, a fração de atividade desnitrificante dos PAO's (organismos removedores de P) e a taxa de desnitrificação. Para a caracterização do afluente, os seguintes parâmetros foram determinados: DQO total, DQO filtrada, DBO₅ total, PO₄³⁻, acetato, propionato, butirato, NH₄⁺, NO₃⁻², pH, oxigênio dissolvido e temperatura, enquanto PHB (poli-hidroxi-butirato), PHV (poli-hidroxi-valerato), glicogênio, SSV (sólidos suspensos voláteis) foram determinados para caracterização do lodo. As simulações foram feitas no “software” SIMBA3.2+. A estimação dos parâmetros

foi baseada na caracterização do lodo e do afluente e na avaliação detalhada da configuração da estação de tratamento. A estimação foi feita usando os dados obtidos na planta de tratamento e os experimentos conduzidos em batelada. A avaliação do modelo foi feita com base na capacidade de descrever as concentrações na fase aquosa em diferentes pontos da estação. Foi observado nos testes em batelada que as concentrações de fosfato e acetato obtidas estavam de acordo com os valores previstos pelo modelo. Os testes de consumo de P mostraram um excelente ajuste entre os dados calculados pelo modelo e os observados. O processo de nitrificação em batelada não foi bem previsto pelo modelo. A conversão de amônia a nitrato estava aproximadamente 40% mais baixa do que a calculada pelo modelo. Os testes de desnitrificação em batelada também não foram adequadamente previstos pelo modelo.

O modelo Activated Sludge Model No.3 (ASM3) foi desenvolvido para corrigir uma série de problemas que surgiram durante a utilização do modelo ASM1. O ASM3 apresenta uma descrição mais realista do processo de decaimento de biomassa e inclui a respiração endógena, diferentemente da abordagem do ASM1, que representa o processo de decaimento com base na lise celular. No ASM3, os processos característicos dos organismos heterotróficos e autotróficos são claramente separados. Este modelo considera também a “estocagem” de polímeros para o crescimento de biomassa heterotrófica. (HENZE *et al*, 2000).

No estudo realizado por KRISHNA e LOOSDRECHT (1999), o modelo ASM3 teve a sua capacidade de descrever a conversão heterotrófica de DQO avaliada. Simulações realizadas com o modelo foram comparadas com dados obtidos em laboratório com reator em batelada seqüencial, tendo o acetato como único substrato presente no efluente. O modelo ASM3 foi simplificado, de forma a apresentar somente os processos importantes no sistema estudado. Foi possível descrever a conversão total; no entanto, as diferenças observadas entre as taxas de crescimento na fase de abundância de substrato e na fase de falta de substrato não puderam ser descritas com precisão. Isto se deve ao fato de que o ASM3 considera o crescimento devido somente ao consumo de polímeros estocados. Foi então proposta uma nova estrutura, que incluía o crescimento através do consumo de substratos externos. Essa nova estrutura do modelo foi comparada com resultados experimentais em diferentes temperaturas.

No estudo realizado por KOCH *et al.* (2000), os resultados obtidos com o ASM3 foram comparados com dados obtidos experimentalmente em bateladas aeróbias e anóxicas em várias estações de tratamento de efluentes municipais da Suíça. Foi obtido então um grupo de parâmetros através destes testes. A concentração de substrato rapidamente biodegradável de entrada foi estimada através de testes respirométricos e ajuste de curvas, o que contradiz a sugestão da IWA de que a concentração de substrato rapidamente biodegradável deve ser obtida através de filtração por uma membrana de 0,45 µm. O ASM3 calibrado permitiu que a produção de lodo e a desnitrificação fossem modeladas com sucesso através de um grupo de parâmetros padronizados.

O objetivo do trabalho realizado por CARUCCI *et al.* (2001) foi fornecer uma evidência direta do fenômeno de estocagem de substâncias orgânicas na forma polimérica, quando um lodo real é misturado com um efluente, e a sua influência nas taxas de consumo de oxigênio obtidas em típicos testes de respirometria em batelada. Estes testes foram realizados utilizando sempre o mesmo lodo e o acetato, efluente filtrado e bruto, como fonte de carbono. Foi então determinada a taxa de consumo de acetato e formação de polímero estocado. A comparação dos resultados mostrou que a estocagem do poli-3-hidroxi-butirato (PHB) é o que mais contribui para a remoção de acetato, embora PHB também seja formado a partir de outros substratos. A formação do PHB ocorre claramente a partir do consumo da DQO rapidamente biodegradável; no entanto, quando o efluente é utilizado, a formação de PHB corresponde somente a 18-22% de toda remoção de DQO rapidamente biodegradável, mostrando a ocorrência de estocagem na forma de outras substâncias ou consumo sem estocagem. O modelo ASM3 descreveu corretamente o comportamento experimental observado, mas ainda há a necessidade do estudo de outras substâncias de estocagem além do PHB, para que a estrutura conceitual do modelo seja confirmada.

Os trabalhos aqui apresentados mostram que os estudos de modelagem e simulação publicados na literatura são concentrados na proposição de modelos cinéticos que sejam capazes de prever a evolução temporal e espacial das concentrações de certos componentes em certos processos de tratamento de efluentes. Muito pouco foi feito para caracterizar de forma precisa a importância de certos parâmetros de operação, como a razão de reciclo, sobre o desempenho de unidades típicas de tratamento. Além disso, pouco se sabe sobre a

influência relativa dos vários parâmetros do modelo sobre as variáveis de saída do processo, em particular da remoção de DQO. Finalmente, observa-se que nenhum estudo publicado usa as ferramentas numéricas de continuação (descritas nas próximas seções) para análise quantitativa dos processos de tratamento por lodo ativado.

II.4. Modelo Activated Sludge Model No.1 (ASM1)

O modelo ASM1 foi desenvolvido pela IWA e a descrição apresentada a seguir está baseada na publicação de HENZE *et al.* (2000).

A unidade de medida escolhida para o desenvolvimento do modelo ASM1 foi a DQO, pois fornece uma associação útil entre o substrato orgânico, a concentração de biomassa e o consumo de oxigênio. Além disso, os balanços de massa podem ser feitos nesta unidade.

A matéria orgânica presente no efluente foi classificada de acordo com os conceitos de biodegradabilidade e solubilidade em água. As substâncias orgânicas não biodegradáveis passam incólumes através do sistema de lodo ativado, podendo estar presentes na forma solúvel ou particulada. O material orgânico solúvel inerte, S_I , não participa de qualquer reação no meio. O material orgânico inerte suspenso, X_I , fica englobado no lodo biológico e é removido juntamente como descarte. O material orgânico biodegradável foi dividido em duas frações, denominadas de prontamente biodegradável e de lentamente biodegradável. O substrato prontamente biodegradável, S_S , é considerado como solúvel, enquanto o substrato lentamente biodegradável, X_S , é tratado como se fosse material particulado. No entanto, deve-se reconhecer que parte das substâncias lentamente biodegradáveis estão na realidade na forma solúvel. O material prontamente biodegradável consiste de moléculas simples, que podem ser diretamente consumidas pelas bactérias heterotróficas e utilizadas para crescimento e manutenção de biomassa. Em contraste, o material lentamente biodegradável consiste de moléculas relativamente complexas, que devem ser convertidas extracelularmente em substratos prontamente biodegradáveis antes de serem consumidas.

Estabeleceu-se que o crescimento da biomassa heterotrófica é fruto do consumo do substrato prontamente biodegradável, sob condições aeróbias e anóxicas, mas admite-se que esta geração é interrompida sob condições anaeróbias. Considera-se que o decaimento

de biomassa é o resultado da conversão de biomassa a substrato lentamente biodegradável e produtos particulados, X_P , que são inertes à ação microbiana.

Admite-se que a perda de biomassa por decaimento ocorre a uma taxa que é independente da natureza ou concentração do acceptor de elétrons presente. Contudo, a conversão do substrato lentamente biodegradável gerado para uma forma que pode ser utilizada para a geração de novas células é influenciada pela natureza do acceptor de elétron.

Os compostos nitrogenados também foram divididos em duas categorias: não biodegradável e biodegradável. Na fração não biodegradável, a porção particulada está associada com a DQO não biodegradável. Como a porção solúvel é geralmente desprezível, não foi incorporada ao modelo.

A fração de substâncias nitrogenadas biodegradáveis foi subdividida em: amônia (NH_3 e NH_4^+), S_{NH} ; nitrogênio orgânico solúvel, S_{ND} ; e nitrogênio orgânico particulado, X_{ND} . O nitrogênio orgânico particulado é hidrolisado para formar nitrogênio orgânico solúvel, em paralelo com a hidrólise do material orgânico lentamente biodegradável. O nitrogênio orgânico solúvel sofre ação das bactérias heterotróficas e é convertido a amônia, que é usada para a síntese da biomassa heterotrófica e como fonte de energia das bactérias autotróficas nitrificantes. Com o objetivo de simplificar o modelo, admite-se que a conversão da amônia (NH_4^+) para nitrato (NO_2^-) é realizada em uma única etapa, que requer oxigênio. O nitrato formado tem a função de acceptor final de elétrons para bactérias heterotróficas sob condições anóxicas, produzindo gás nitrogênio.

Tanto a biomassa heterotrófica quanto a biomassa autotrófica podem estar presentes no próprio afluente. No entanto, a intensidade dessa ocorrência ainda é desconhecida e, portanto, não foi considerada no desenvolvimento desse modelo. A única mudança necessária para a representação deste fenômeno é a adição de termos de entrada nas equações apropriadas do balanço de massa.

II.4.1. Componentes do Modelo Matemático ASM1

S_I e X_I [M (DQO)/L³]: Material orgânico solúvel inerte e material orgânico particulado inerte, respectivamente – Não estão envolvidos em nenhuma reação.

S_S [M (DQO)/L³]: Substrato prontamente biodegradável – É removido através do crescimento das bactérias heterotróficas sob condições aeróbias e anóxicas, sendo formado através da hidrólise da matéria orgânica particulada englobada pelos flocos.

X_S [M (DQO)/L³]: Substrato lentamente biodegradável – É convertido por hidrólise a S_S , mas é formado por decaimento da biomassa heterotrófica e da biomassa autotrófica. Em outras palavras, o decaimento resulta na transformação do material celular em substrato lentamente biodegradável.

$X_{B,H}$ e $X_{B,A}$ [M (DQO)/L³]: Biomassa heterotrófica e biomassa autotrófica – A biomassa heterotrófica é formada por crescimento sob condições aeróbias e sob condições anóxicas, sendo destruída por decaimento. O crescimento da biomassa autotrófica pode ocorrer somente sob condições aeróbias, sendo também destruída por decaimento.

X_P [M (DQO)/L³]: Produtos particulados originados pelo decaimento da biomassa – É formado pelo decaimento da biomassa heterotrófica e autotrófica, mas não é metabolizado. Na prática, essa fração da biomassa não é completamente inerte à ação biológica. No entanto, a sua taxa de destruição é tão pequena que parece inerte nos tempos de residência normalmente encontrados em sistemas de lodo ativado.

S_O [M (-DQO)/L³]: Concentração de oxigênio dissolvido no reator – Neste modelo só estão incluídos processos que retiram oxigênio da solução e nenhum representa a adição de oxigênio. Essa variável pode ser usada para calcular a quantidade de oxigênio que deve ser fornecida para suprir as necessidades microbianas. O consumo de oxigênio está associado ao crescimento aeróbio da biomassa heterotrófica e autotrófica. O oxigênio normalmente associado com o decaimento é calculado indiretamente pelo crescimento de nova biomassa através do consumo do substrato liberado através de seu decaimento. O termo 4,57, usado como coeficiente estequiométrico para descrever o crescimento aeróbio dos organismos autotróficos, representa a demanda teórica de oxigênio associada com a oxidação da amônia a nitrato.

S_{NO} [M (N)/L³]: Nitrogênio na forma de nitrato – É outro acceptor de elétron incluído no modelo. É produzido por crescimento aeróbio das bactérias autotróficas e removido durante o crescimento anóxico das bactérias heterotróficas. Embora o nitrito seja um intermediário formado durante a nitrificação, admite-se na modelagem que o nitrato é a única forma oxidada de nitrogênio presente. O fator 2,86, usado como coeficiente estequiométrico para descrever o crescimento anóxico da biomassa heterotrófica, é o equivalente em oxigênio para conversão de nitrato a gás nitrogênio (N₂) e foi incluído para manter as unidades consistentes.

S_{NH} [M (N)/L³]: Nitrogênio na forma NH₄⁺ e NH₃ – É a soma da forma ionizada e da forma não ionizada da amônia. No entanto, a forma não ionizada é insignificante em valores de pH próximos da neutralidade. Logo, é uma simplificação válida escrever modelos para a oxidação da amônia em termos desta soma. O nitrogênio na forma de amônia é formado por amonificação do nitrogênio orgânico solúvel biodegradável e é removido por crescimento da biomassa. A maior utilização do nitrogênio na forma de amônia é para o crescimento aeróbio da biomassa autotrófica. No entanto, o nitrogênio também é incorporado à biomassa durante a síntese das células, de maneira que um termo (-i_{XB}) é incluído para o nitrogênio assim utilizado por organismos heterotróficos e autotróficos.

S_{ND} [M (N)/L³]: Nitrogênio orgânico solúvel – É formado por hidrólise do nitrogênio orgânico particulado e convertido em amônia através de amonificação.

X_{ND} [M (N)/L³]: Nitrogênio orgânico particulado biodegradável – É gerado pelo decaimento da biomassa heterotrófica e autotrófica, subtraindo-se a quantidade associada com produtos particulados inertes, e hidrolisado a S_{ND} .

S_{ALK} [molar]: Alcalinidade – Esta variável não é essencial ao modelo, mas a sua inclusão é desejável, pois pode fornecer informações a respeito de mudanças de pH, auxiliando na prevenção de problemas. Todas as reações que envolvem adição ou remoção de espécies com capacidade de acceptor de prótons e/ou qualquer adição ou remoção de prótons causa mudanças na alcalinidade. Baixos pH's diminuem a taxa de nitrificação e causam outros problemas, como corrosão e intumescimento do lodo (bulking).

II.4.2. Parâmetros Estequiométricos

Abaixo são citados os parâmetros estequiométricos do modelo ASM1:

Y_H = rendimento heterotrófico (massa celular formada DQO/DQO oxidada)

Y_A = rendimento autotrófico (massa celular formada/massa N oxidado)

f_p = fração de biomassa que resulta em produtos particulados (adimensional)

i_{XB} = massa N/massa DQO na biomassa

i_{XP} = massa N/massa em DQO de produto de biomassa

Tabela II.4.2.1: Valores dos parâmetros estequiométricos encontrados na literatura.

Parâmetros estequiométricos						
Símbolo	Unidade	20°C Ref.1*	10°C Ref.1*	Faixas Ref.1*	Ref. 2*	Ref. 3*
Y_A	g DQO/g N	0,24	0,24	0,07 a 0,28	0,24	0,24
Y_H	g DQO/g DQO	0,67	0,67	0,46 a 0,69	0,62	0,4
f_p	Adimensional	0,08	0,08	0,08	0,1	0,08
i_{XB}	g N/g DQO	0,086	0,086	0,086	0,086	0,086
i_{XP}	g N/g DQO	0,06	0,06	0,06	0,068	0,06

Ref: 1*) HENZE *et al.* (2000); 2*) MAKINIA e WELLS (2000); 3*) ANDERSON *et al.* (2000)

A Tabela II.4.2.1 apresenta os valores dos parâmetros estequiométricos encontrados na literatura. Verifica-se que os números reportados na literatura para esses parâmetros são essencialmente os mesmos, com exceção de Y_H . Isso demonstra que os diferentes autores sentiram necessidade de modificar o valor de Y_H para representar os dados experimentais disponíveis em cada um dos estudos. Isso mostra também que Y_H pode ser uma função da carga afluente à unidade, de maneira que parece interessante entender como o parâmetro Y_H (dentre outros) pode perturbar a operação da unidade.

II.4.3. Parâmetros Cinéticos

Abaixo são citados os parâmetros cinéticos do modelo ASM1:

μ_H = máxima taxa de crescimento específico da biomassa heterotrófica (dia^{-1})

b_H = taxa de decaimento da biomassa heterotrófica (dia^{-1})

K_S = coeficiente de saturação para organismos heterotróficos (massa DQO/volume)

$K_{O,H}$ = coeficiente de saturação de oxigênio para organismos heterotróficos (massa O_2 /volume)

K_{NO} = coeficiente de saturação de nitrato para heterotróficos (massa N/volume)

μ_A = máxima taxa de crescimento específico da biomassa autotrófica (dia^{-1})

b_A = taxa de decaimento da biomassa autotrófica (dia^{-1})

$K_{O,A}$ = coeficiente de saturação de oxigênio para organismos autotróficos (massa O_2 /volume)

K_{NH} = coeficiente de saturação de amônia para organismos autotróficos (massa N/volume)

k_a = taxa específica de amonificação (volume/massa dia)

k_h = máxima taxa específica de hidrólise (massa DQO lentamente biodeg./massa DQO celular. dia)

K_X = coeficiente de saturação para substrato lentamente biodegradável (DQO lentam. biodeg./DQO celular)

η_g = fator de correção para μ_H sob condições anóxicas (adimensional)

η_h = fator de correção para hidrólise sob condições anóxicas (adimensional)

A Tabela II.4.3.1 apresenta os valores dos parâmetros cinéticos encontrados na literatura. Observa-se uma vez mais que os diferentes autores propõem diferentes conjuntos de parâmetros para ajustar os dados experimentais das diferentes unidades. Isso mostra que os parâmetros podem depender dos substratos e organismos formadores do lodo ativado, de maneira que parece adequado compreender como os diferentes parâmetros do sistema afetam o desempenho de operação do processo.

Tabela II.4.3.1: Valores dos parâmetros cinéticos encontrados na literatura.

Parâmetros cinéticos								
Símbolo	Unidade	20°C Ref.1*	10°C Ref.1*	Faixas Ref.1*	Ref. 2*	Ref. 3*	Ref. 4*	Ref. 5*
μ_H	dia ⁻¹	6,0	3,0	3,0 a 13,2	3,8	6,0	3	5,5
K_s	g DQO/m ³	20,0	20,0	10 a 180	5	-	30	35
$K_{O,H}$	g O ₂ /m ³	0,20	0,20	0,01 a 0,15	0,5	-	-	-
K_{NO}	G NO ₃ -N/m ³	0,50	0,50	0,1 a 0,2	0,2	-	-	-
b_H	dia ⁻¹	0,62	0,20	0,05 a 1,6	0,64	0,62	-	-
η_g	Adimensional	0,8	0,8	0,6 a 1,0	0,79	0,8	-	-
η_h	Adimensional	0,4	0,4	0,4	0,84	0,62	-	-
k_h	gDQO/(gDQO.dia)	3,0	1,0	-	2,5	3,0	-	-
K_x	g DQO/g DQO	0,03	0,01	-	-	-	-	-
μ_A	dia ⁻¹	0,80	0,3	0,34 a 0,65	0,8	0,65	-	0,19
K_{NH}	g NH ₃ -N/m ³	1,0	1,0	-	0,06	-	-	2,5
$K_{O,A}$	g O ₂ /m ³	0,4	0,4	0,5 a 2	0,55	-	-	-
k_a	m ³ .DQO/(g.dia)	0,08	0,04	-	-	0,16	-	-
b_A	dia ⁻¹	-	-	0,05 a 0,15	0,08	0,12	-	-

Ref: 1*) HENZE *et al.* (2000); 2*) MAKINIA e WELLS (2000); 3*) ANDERSON *et al.* (2000); 4*) LEE *et al.*, (1999); 5*) NUHOGLU *et al.*, (2005)

II.4.4. Processos Presentes no Modelo ASM1

Quatro processos foram considerados no modelo ASM1: crescimento da biomassa, decaimento da biomassa, amonificação de nitrogênio orgânico e hidrólise de particulados orgânicos. Para facilitar a modelagem, o material prontamente biodegradável é considerado como o único substrato para crescimento da biomassa heterotrófica. Considera-se que o material lentamente biodegradável é retirado da suspensão com o biofoco. No foco, ele sofre reações (hidrólise) que o transformam em substrato prontamente biodegradável, embora na realidade este processo seja muito mais complexo. O objetivo da inclusão deste processo no modelo é a introdução de um “impedimento” na utilização do oxigênio, já que ele só está associado com o crescimento de organismos utilizando os substratos prontamente biodegradáveis.

Crescimento aeróbio de biomassa heterotrófica – O crescimento de biomassa ocorre com o consumo de substratos solúveis e resulta na produção de biomassa heterotrófica, associada ao consumo de oxigênio. O nitrogênio na forma de amônia é retirado da solução e incorporado na massa celular.

Admite-se que esta taxa sofre limitações de dois nutrientes: a concentração de substrato prontamente biodegradável e de oxigênio dissolvido. O efeito de cada constituinte é representado através de uma função de saturação. Esta taxa está representada pela Equação II.4.4.1.

$$r_1 = \mu_H \left(\frac{S_s}{K_s + S_s} \right) \left(\frac{S_o}{K_{o,H} + S_o} \right) X_{B,H} \quad (\text{II.4.4.1})$$

Crescimento anóxico da biomassa heterotrófica com nitrogênio na forma de nitrato como acceptor final de elétrons – Também ocorre com o consumo de substratos prontamente biodegradáveis e resulta em biomassa heterotrófica. O nitrogênio, na forma de nitrato, atua como acceptor final de elétrons. Sua remoção é proporcional à quantidade de substrato prontamente biodegradável removido, menos a quantidade de células formadas. A

máxima taxa de remoção de substrato sob condições anóxicas é inferior à taxa de remoção sob condições aeróbias. Esta taxa está representada pela Equação II.4.4.2.

$$r_2 = \mu_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_g X_{B,H} \quad (\text{II.4.4.2})$$

Crescimento aeróbio de biomassa autotrófica – Nitrogênio na forma de amônia solúvel é usado como fonte de energia para o crescimento dos organismos nitrificantes, resultando em massa celular autotrófica e em nitrogênio na forma de nitrato como produtos. O oxigênio é considerado na proporção da reação de oxidação da amônia a nitrato. Embora seja conhecido que o crescimento aeróbio de organismos autotróficos é influenciado pelo pH do meio em que os organismos estão crescendo, essa dependência não foi incluída na equação da taxa devido à dificuldade atual de se prever o pH num reator biológico. Esta taxa está representada pela Equação II.4.4.3.

$$r_3 = \mu_A \left(\frac{S_{NH}}{S_{NH} + K_{NH}} \right) \left(\frac{S_o}{S_o + K_{o,A}} \right) \cdot X_{B,A} \quad (\text{II.4.4.3})$$

Decaimento da biomassa heterotrófica – A abordagem utilizada para modelar esse processo foi baseada no conceito de morte-regeneração. A taxa representativa do processo é muito simples e de primeira ordem em relação à concentração de biomassa heterotrófica. O processo de decaimento converte a biomassa em uma combinação de produtos particulados e de substrato lentamente biodegradável. Não há perda de DQO e nenhum acceptor de elétrons é utilizado. A taxa de decaimento continua a ocorrer num valor constante, independentemente das condições do ambiente (b_H não é função do tipo de acceptor de elétrons e nem de sua concentração). O substrato lentamente biodegradável formado é em seguida hidrolisado, liberando uma quantidade equivalente de DQO prontamente biodegradável. Se as condições forem aeróbias, o substrato é utilizado para a formação de novas células, com consumo de oxigênio associado a esse processo. Se as condições forem anóxicas, o crescimento celular ocorre através de consumo nitrogênio na forma de nitrato.

Se, nem oxigênio, nem nitrato estiverem disponíveis, não ocorre conversão e o substrato lentamente biodegradável se acumula. Esta taxa está representada pela Equação II.4.4.4.

$$r_4 = b_H X_{B,H} \quad (\text{II.4.4.4})$$

Decaimento da biomassa autotrófica – É tratado exatamente da mesma forma que o decaimento de organismos heterotróficos. A justificativa para isso é que o decaimento observado em culturas autotróficas ocorre devido à lise celular e à predação, com subsequente crescimento de bactérias heterotróficas sobre os produtos da lise. A magnitude do coeficiente de decaimento é menor do que no caso das bactérias heterotróficas. Outro impacto do decaimento da biomassa é sobre a reciclagem de nitrogênio através do sistema. A conversão da biomassa a substrato lentamente biodegradável e então a substrato prontamente biodegradável está associada à conversão paralela de nitrogênio orgânico a nitrogênio amoniacal. Esta taxa está representada pela Equação II.4.4.5.

$$r_5 = b_A X_{B,A} \quad (\text{II.4.4.5})$$

Conversão de nitrogênio orgânico solúvel em nitrogênio amoniacal – A equação representativa da taxa é de primeira ordem e de natureza empírica, mas foi considerada adequada para modelar a conversão, quando associada com a taxa do processo de hidrólise de nitrogênio orgânico particulado englobado no floco. Esta taxa está representada pela Equação II.4.4.6.

$$r_6 = K_A S_{ND} X_{B,H} \quad (\text{II.4.4.6})$$

Hidrólise do material orgânico lentamente biodegradável e do nitrogênio orgânico biodegradável – A degradação de matéria orgânica lentamente biodegradável é muito importante para a modelagem adequada do processo de lodo ativado. A taxa é de primeira ordem em relação à biomassa heterotrófica ativa presente. Ocorre a saturação quando a quantidade de substrato englobado no floco é muito maior do que a quantidade de

biomassa. A taxa é dependente do acceptor de elétrons. Como não há conhecimento disponível sobre a hidrólise em condições anaeróbias, considerou-se que a taxa se torna zero na ausência de oxigênio e nitrato. Considerou-se ainda que o nitrogênio orgânico está uniformemente distribuído no substrato lentamente biodegradável. Então, a taxa de hidrólise do nitrogênio orgânico englobado no floco é proporcional à taxa de hidrólise do substrato lentamente biodegradável. A taxa correspondente à hidrólise de material orgânico lentamente biodegradável está representada pela Equação II.4.4.7, enquanto a taxa correspondente à hidrólise do nitrogênio orgânico está representada pela Equação II.4.4.8.

Equações de taxa:

$$r_7 = K_h \frac{X_S / X_{B,H}}{K_X + (X_S / X_{B,H})} \cdot \left[\left(\frac{S_O}{S_O + K_{O,H}} \right) + \right. \\ \left. + \eta_h \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] X_{B,H} \quad (\text{II.4.4.7})$$

$$r_8 = r_7 \cdot \left(\frac{X_{ND}}{X_S} \right) \quad (\text{II.4.4.8})$$

No Anexo I é apresentada a representação matricial do modelo ASM1, que facilita muito a leitura e a aplicação, e que deve ser lida da seguinte forma: cada coluna representa um dos componentes do modelo, enquanto cada linha representa um determinado processo do modelo. Para obter a taxa reacional de um dos componentes do modelo, deve-se seguir a coluna do componente escolhido, multiplicando-se os coeficientes estequiométricos representados pela taxa correspondente (que se encontra na mesma linha do coeficiente estequiométrico). Por exemplo, a taxa reacional para o S_{NO} (nitrogênio na forma de nitrato) é apresentada pela Equação II.4.4.9 :

$$r = \left(-\frac{1 - Y_H}{2,86 \cdot Y_H} \right) \cdot \mu_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_g X_{B,H} +$$

$$+ \frac{1}{Y_A} \cdot \left(\mu_A \left(\frac{S_{NH}}{S_{NH} + K_{NH}} \right) \left(\frac{S_o}{S_o + K_{o,A}} \right) \cdot X_{B,A} \right) \quad (\text{II.4.4.9})$$

II.4.5. Considerações e Restrições Associadas ao Modelo

- O sistema opera a temperatura constante. Como vários coeficientes são função da temperatura, para considerar flutuações de temperatura essa dependência deve ser expressa explicitamente nas equações de taxa, r_j .
- O pH deve ser constante e perto da neutralidade. O pH apresenta grande influência sobre muitos parâmetros e existem expressões que permitem estimar essa influência. A inclusão da alcalinidade no modelo oferece a possibilidade de prever problemas no controle do pH.
- Admite-se que os coeficientes nas taxas apresentam valores constantes, não sendo consideradas alterações relacionadas à natureza da matéria orgânica de cada fração.
- Os efeitos das limitações de nitrogênio, fósforo e de outros nutrientes inorgânicos sobre a remoção de substrato orgânico e sobre o crescimento das células não foram considerados. Sabe-se que nutrientes inorgânicos em quantidades inadequadas levam a problemas na sedimentação do lodo. Deve-se assegurar que quantidades suficientes de nutrientes inorgânicos estejam presentes para permitir um crescimento balanceado.
- Os fatores de correlação para a desnitrificação η_g e η_h , são fixos e constantes para um dado efluente.
- Os coeficientes para nitrificação são considerados constantes e incluem qualquer efeito inibitório que outro constituinte do efluente possa exercer sobre eles.

- A biomassa heterotrófica é homogênea e não sofre alterações das espécies presentes ao longo do tempo. Admite-se, por isso, que os parâmetros cinéticos relativos a ela são constantes e os efeitos de gradiente de concentração de substrato, configuração do reator, etc, não são considerados na sedimentabilidade do lodo.
- As hidrólises de material orgânico e de nitrogênio orgânico são associadas e ocorrem simultaneamente em taxas iguais.
- O tipo de acceptor de elétrons presente não afeta a perda de biomassa por decaimento.

II.4.6. Limitações do Modelo ASM1

- O ASM1 não inclui expressões cinéticas que lidam com as limitações dos organismos heterotróficos em relação ao nitrogênio e à alcalinidade.
- O ASM1 inclui nitrogênio solúvel biodegradável e nitrogênio orgânico particulado como componentes. Essas variáveis não podem ser facilmente medidas e tornam o uso do ASM1 desnecessariamente complicado.
- As cinéticas de amonificação no ASM1 não são facilmente quantificadas, além do processo ser rápido e afetar muito as predições do modelo.
- O ASM1 diferencia material particulado orgânico inerte, dependendo de sua origem, afluyente ou decaimento de biomassa; contudo, na realidade é impossível diferenciar essas frações.
- Na estrutura do modelo ASM1 o processo de hidrólise apresenta um efeito dominante sobre as predições de consumo de oxigênio e desnitrificação por organismos heterotróficos.

- A lise celular combinada com a hidrólise e o crescimento é usada para descrever os efeitos combinados da respiração endógena. Isto leva a dificuldades para o cálculo de parâmetros cinéticos.
- Com elevada concentração de substratos orgânicos prontamente biodegradáveis, a estocagem de poli-hidroxi-alcanoatos, lipídios e glicogênio pode ser observada sob condições aeróbias ou anóxicas nas plantas de lodo ativado. Esse processo não está incluído no ASM1.
- O ASM1 não inclui a possibilidade de diferenciar as taxas de decaimento dos organismos nitrificantes sob condições aeróbias e anóxicas. Em altos tempos de residência e altas frações anóxicas do volume do reator, isto leva a problemas com a predição de máximas taxas de nitrificação.
- O ASM1 não prediz diretamente a concentração de sólidos suspensos na mistura do reator.
- Em testes de respirometria, freqüentemente são obtidos altos rendimentos de biomassa. Mesmo se somente substratos solúveis prontamente biodegradáveis, como o acetato, estão presentes, os testes de respirometria parecem indicar a existência de uma fração lentamente biodegradável.

II.5. Análise de Sensibilidade

A análise de sensibilidade é de extrema importância e tem como objetivo indicar que parâmetros cinéticos, estequiométricos, de operação e de projeto apresentam maior influência sobre o desempenho de um processo, considerando-se que o modelo o descreve satisfatoriamente. Ao determinar os principais parâmetros, o tempo e o custo da estimação de parâmetros pode ser reduzido drasticamente, pois a estratégia experimental pode ser definida de forma mais prática e objetiva para permitir a estimação eficiente dos parâmetros mais importantes do modelo. A análise de sensibilidade também permite a otimização e o

melhor projeto da unidade de processo, permitindo indicar a melhor configuração para eliminar os efeitos perniciosos mais importantes do processo.

O trabalho desenvolvido por SCHROEDER (1971) discute o efeito do reciclo sobre variáveis do processo para reatores PFR e CSTR operando no estado estacionário. Foram consideradas as hipóteses de que o rendimento celular (massa de cel. produzida/massa de substrato orgânico removido) era constante dentro da faixa de condições considerada e que o substrato orgânico não era reciclado em quantidades significativas. Isso significa que a concentração de substrato orgânico na vazão de reciclo era menor do que na corrente de saída do efluente do tanque de aeração (ou que a concentração nas duas correntes era muito baixa). Foi feito um balanço de massa para a biomassa e outro para os substratos, num sistema de lodo ativado com reator CSTR com reciclo de lodo. O lodo do reciclo era obtido da unidade de sedimentação e relacionado com a concentração celular do tanque de aeração através da razão β . O tempo de residência (τ) no tanque de aeração foi definido como o inverso da taxa de diluição. A razão de reciclo foi denominada α . A única taxa de reação considerada nos balanços foi a taxa de crescimento celular. Resolvendo-se os balanços, obteve-se a relação para taxa apresentada pela Equação II.5.1:

$$R_g = \frac{1}{\tau} [1 + \alpha(1 - \beta)] \quad (\text{II.5.1})$$

Como β é sempre maior ou igual a 1, o termo $\alpha(1-\beta)$ é sempre menor ou igual a zero. Para um dado valor de β e aumentando-se a vazão de reciclo, observou-se uma diminuição da taxa de crescimento específico. Para um dado valor de α e aumentando-se β , também observou-se uma redução da taxa de crescimento específico. Esses efeitos são causados pelo aumento da concentração celular no reator, associado ao aumento na concentração celular no reciclo. Foi apresentado um gráfico relacionando R_g com $1/\tau$, mantendo-se $\beta = 2$ e considerando-se diversos valores de α . Observou-se que a curva obtida com $\alpha = 0$ representa o limite superior para essa família de curvas. Para este valor de β , a razão de reciclo (α) limite é 1 (faz com que $R_g = 0$). Como se pode verificar na Equação II.5.1, o valor limite de α diminui com o aumento da concentração celular no reciclo. Foi apresentado um outro gráfico também relacionando R_g com $1/\tau$, fixando $\alpha =$

0,2 e variando-se os valores de β . Observando-se a Equação II.5.1, verifica-se que para um dado valor de α , há um valor limite de β que faz com que $R_g = 0$. Para $\alpha = 0,2$, o valor limite de β é 6,0. A curva $\beta = 1,0$ é o limite superior. Fisicamente essa curva representa um sistema sem reciclo, ou um sistema com reciclo e sem sedimentação.

Foi apresentado um gráfico relacionando R_g com α , fixando o tempo de residência em 5 h e variando-se os valores de β . Quando $\beta = 1,0$, a taxa de crescimento específico não é afetada pela razão de reciclo. Os resultados mostram que a introdução de uma corrente de reciclo tende a reduzir as taxas de consumo específico de substrato, havendo limites máximos que podem ser impostos ao sistema para que a operação seja factível. Os resultados indicam ainda que o decantador tem papel relevante na definição dos limites máximos admissíveis de razão de reciclo.

Foram propostas duas relações para a taxa de crescimento específico, sendo um modelo de primeira ordem ($R_g = kC$) e o modelo de Michaelis Menten ($R_g = \mu C/(K+C)$). A resposta de um sistema de primeira ordem a mudanças na razão de reciclo ou razão de concentração celular se mostrou semelhante para a concentração de substâncias orgânicas e para a taxa de crescimento específico. Os valores se diferenciaram somente pela constante k . No entanto, a resposta de sistemas do tipo Michaelis Mentem se mostrou bem diferente, indicando que biomassa e substrato podem responder de forma distinta a variações de reciclo.

SUNDSTROM *et al.* (1973) aplicaram a técnica de análise dimensional a equações diferenciais para um reator de lodo ativado de mistura perfeita, para obter informações gerais a respeito do efeito de variáveis do processo sobre a conversão do substrato. Foi utilizado o modelo de Monod para representar a cinética de reação. Inicialmente foi estudado o reator sem reciclo. Aplicando-se a análise de estabilidade nos balanços de massa, determinaram as condições necessárias e suficientes para a ocorrência de “wash-out”, quando a concentração de lodo biológico no reator cai a zero e não há conversão do substrato. Verificou-se que há um valor crítico mínimo para a taxa de crescimento de biomassa que impede a ocorrência de “wash-out”. Esse valor depende da taxa endógena e da concentração de substrato de entrada. Verificou-se que em algumas condições a conversão do substrato aumentava com o aumento da concentração do afluente, de forma a manter constante a concentração de substrato na saída do reator. Essa resposta mostra um

autocontrole inerente do sistema, já que mudanças na concentração de alimentação não afetavam significativamente a concentração de substrato na saída do reator.

Para o reator com reciclo, considerou-se que o sedimentador fornecia uma corrente de reciclo com uma concentração de sólidos relativamente constante. Foi apresentado um gráfico de conversão de substrato vs razão de reciclo, fixando-se a taxa de crescimento adimensional em 0.75 (valor inferior àquele que provoca “wash-out” no sistema sem o reciclo), variando-se a concentração de sólidos no reciclo. Verificou-se que a conversão de substrato aumenta com o aumento da razão de reciclo e do aumento da concentração de sólidos no reciclo. Para um dado valor da concentração de sólidos no reciclo, a conversão apresenta comportamento assintótico para altos valores da razão de reciclo. No limite, a concentração de sólidos no reator é igual à concentração de sólidos na corrente de reciclo. Dada uma determinada concentração de sólidos no reciclo, o aumento da razão de reciclo também leva a um comportamento assintótico da conversão.

Foi apresentado um gráfico de conversão de substrato vs razão de reciclo, fixando-se a taxa de crescimento adimensional em 2, para várias concentrações de sólidos no reciclo. Nesse caso, observou-se que a conversão de substrato é independente da razão de reciclo, quando a concentração de sólidos (adimensional) era também igual a 2. Para concentrações de sólidos maiores, a conversão de substrato aumentava com o aumento da razão de reciclo. Para concentrações de sólidos menores, a conversão de substrato diminuía com o aumento da razão de reciclo. Isso mostra que o efeito do reciclo não é necessariamente positivo e pode causar redução da conversão do substrato, a depender das condições de operação.

Foi apresentado um gráfico de conversão de substrato vs concentração de substrato na entrada, mantendo-se a razão de reciclo igual a 0.25 e variando-se a taxa de crescimento de biomassa. Verificou-se que, acima de um determinado valor crítico da taxa de crescimento, a conversão aumentava com o aumento da concentração de substrato na entrada. Essa é uma condição desejável para o projeto de um reator de lodo ativado com reciclo. Concluiu-se que o “wash-out” poderia ocorrer somente se não houvesse alimentação de lodo biológico no reator e se a taxa de crescimento adimensional estivesse abaixo de um valor crítico. Quando a concentração de reciclo de sólidos era baixa, o aumento da razão de reciclo causava diminuição da eficiência do reator.

BERTUCCO *et al.* (1990) consideraram a presença de substratos inibidores para estudar o comportamento estacionário de reatores de lodo ativado com sedimentador e reciclo da biomassa. A equação de Haldane foi escolhida para representar a cinética do substrato inibidor. Foi apresentado um gráfico de concentração de substrato vs. tempo de residência, variando-se o valor da constante cinética de inibição. Verificou-se que em condições elevadas de inibição o sistema apresenta o comportamento característico de Monod. Quando a inibição era baixa, havia uma região de tempos de residência em que ocorriam múltiplas soluções, sendo duas delas (alta conversão e baixa conversão) estáveis, e uma delas instável (média conversão).

Foi apresentado um gráfico de conversão de substrato vs concentração de biomassa, onde retas representavam a taxa de remoção de biomassa em diversas razões de reciclo e uma curva sigmoideal representava a taxa de produção de biomassa. Para a razão de reciclo igual a 0,1, verificou-se que a reta corta a curva em três pontos. Variando-se o valor da vazão de entrada do sistema, verificou-se a ocorrência do fenômeno de histerese. Observou-se que o aumento súbito de vazão poderia fazer com que o sistema operando num estado estacionário de alta conversão fosse para um estado de baixa conversão. Esse comportamento é bastante prejudicial à operação do reator. Foram realizados cálculos com o mesmo modelo para lodos de diferentes idades e foram obtidas as mesmas conclusões gerais apresentadas.

BERTUCCO *et al.* (1990) fizeram também uma análise a respeito do efeito de mistura sobre o desempenho do modelo. Foi considerado um sistema formado por N reatores CSTR's em série e analisado o desempenho do sistema, à medida que N aumentava. Observou-se que altos valores de N fazem com que a idade do lodo mínima para a ocorrência de "wash-out" aumente. Notou-se também que, à medida que N aumentava, desapareciam os intervalos de soluções múltiplas.

A influência da extensão de mistura pôde ser também verificada, resolvendo-se os balanços de massa para a concentração de substrato e para a concentração de biomassa para diferentes valores de números de Peclet, mantendo-se o tempo de residência e as concentrações de entrada constantes em um reator tubular. Um gráfico de conversão de substrato vs razão de comprimento total do reator e distância axial mostrou que havia uma considerável mudança de perfil, quando o número de Peclet (Pe) variava de 0 a ∞ (ou seja,

de um reator CSTR para um reator PFR). Isso também afetava a concentração de substrato na saída, especialmente se a concentração de biomassa no reciclo era mantida constante. Em muitos casos, a remoção dos substratos se tornava pior num reator PFR; logo, um certo grau de mistura parece ser indicado para o tratamento de efluentes contendo substratos inibidores. A influência do grau de inibição foi demonstrada, mantendo-se o $Pe=3$ e variando-se o valor da constante cinética de inibição. Verificou-se a existência de uma faixa crítica para essa constante, quando se observa uma grande queda no perfil de conversão de substrato.

CHO *et al.* (1996) realizaram uma análise estacionária simultânea do tanque de aeração e do sedimentador secundário no processo de lodo ativado para determinar ótimos parâmetros operacionais. Para considerar o efeito de sedimentador secundário, foi aplicada a teoria de fluxo limite. Considerou-se que o aerador era equivalente a um reator contínuo do tipo tanque agitado (CSTR). Foram feitos balanços de massa para o substrato e para a biomassa no reator e no sedimentador secundário, considerando-se que a reação biológica era desprezível neste tanque. Foi considerado que a alimentação de substâncias sólidas era desprezível. Para representação da relação entre a velocidade de sedimentação do lodo e a sua concentração, foram utilizados um modelo de potência e um modelo exponencial. Através da manipulação matemática das equações, foi obtida uma expressão para a concentração de sólidos na condição de fluxo limite. Para verificar as respostas das variáveis de saída (concentração de sólidos e orgânicos dissolvidos no sobrenadante e concentração de biomassa no aerador) e para determinar ótimas condições de operação, os cálculos foram realizados utilizando-se a razão de reciclo de lodo e a razão de descarte de lodo como os parâmetros operacionais. Verificou-se que, quando a razão de reciclo de lodo diminui ou quando a razão de descarte de lodo aumenta, o tempo de retenção de lodo diminui e a concentração de poluentes no sobrenadante aumenta. Se o tempo de retenção de biomassa se torna menor do que um certo valor crítico, a biomassa não permanece no sistema e a concentração de poluente de entrada no sistema não diminui (“wash-out”). Observou-se também que, quando a razão de descarte de lodo apresentava um valor menor do que 0,035, o fluxo de entrada de sólidos no reator torna-se superior ao fluxo limite, de forma que a concentração do poluente não é mais reduzida por comprometimento da sedimentação. Diminuindo-se a razão de descarte de lodo, a concentração de biomassa no

reator pode ser aumentada, mas ocorrem efeitos adversos na sedimentação do lodo e parte dos sólidos suspensos é perdida com o sobrenadante. Determinou-se então uma região de parâmetros para uma operação adequada e obtenção das respostas desejadas. Verificou-se que o comportamento descrito não depende do modelo usado para descrever o sedimentador. Fica claro, dessa forma, que existem limites operacionais bem definidos para a operação adequada do sistema de tratamento por lodo ativado.

AJBAR (2001) estudou a estabilidade de um biorreator contínuo com reciclo de células para biodegradação de uma mistura de poluentes. O sistema utilizado era uma cultura pura de *Pseudomonas putida* e um meio contendo fenol (S1) e glicose (S2) como fontes de carbono. O modelo cinético de crescimento para os dois substratos foi validado experimentalmente num estudo prévio. Considerou-se que a purga de biomassa era removida diretamente do reator e que condições ideais prevaleciam no sedimentador (separador). Considerou-se que os dois substratos apresentavam uma interação não competitiva de inibição cruzada: o crescimento no S1 seguia a cinética de Andrews enquanto o crescimento em S2 seguia o modelo de Monod. Quando o meio continha ambos substratos, a cultura utilizava-os simultaneamente.

O modelo obtido (conjunto de equações diferenciais ordinárias) teve suas características dinâmicas analisadas, utilizando-se conceitos da Teoria de Bifurcação e as técnicas de continuação. A taxa de diluição foi escolhida como parâmetro de bifurcação e os diagramas de continuação foram obtidos no código AUTO. Observando-se o comportamento dos diagramas de continuação dos substratos S1 e S2 e da biomassa em relação à taxa de diluição, notou-se dois ramos estáveis conectados por um ramo instável, através de dois pontos limites, representando o fenômeno de histerese, como ilustrado na Figura II.5.1. O ramo estável superior correspondia a condições de baixa conversão (baixa concentração de biomassa), enquanto o ramo estável inferior correspondia a condições de alta conversão.

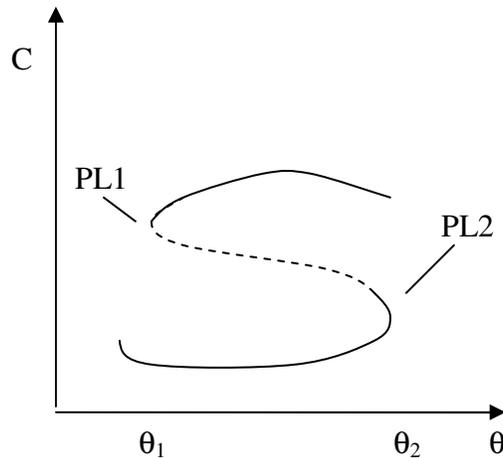


Figura II.5.1 – Esquema ilustrativo de um diagrama de bifurcação. (- solução estacionária estável, ---- solução estacionária instável, PL1 e PL2 – pontos limites, θ_1 e θ_2 limites de região de 3 estados estacionários e histerese)

Observando-se o diagrama do substrato alimentado na região de histerese, pôde-se observar que para cada valor de concentração do substrato na alimentação, eram esperados dois pontos limites correspondentes aos limites da região de instabilidade. O ramo de instabilidade aumentava quando a concentração de alimentação de substrato aumentava. Foi observado um ponto em que os pontos limites se uniam. Abaixo desse valor não ocorre mais histerese e é esperado um comportamento cinético clássico do tipo Monod. Foi feita uma análise similar com a concentração de alimentação de S2, sendo observado o mesmo tipo de comportamento.

Observando-se o diagrama da região de histerese para os parâmetros fração de purga de biomassa (W) e taxa de diluição, notou-se que para cada valor de purga havia dois pontos limites. A região de histerese aumentava quando a fração de purga aumentava. O diagrama de continuidade previu uma região de histerese mesmo para o caso de não haver reciclo de células ($W=1$).

Para a concentração da biomassa na alimentação do reator, verificou-se a existência do fenômeno de histerese numa faixa restrita de valores. Para um certo valor crítico ocorre união dos ramos para concentrações de alimentação de biomassa maiores do que esse valor crítico, é esperado um comportamento do tipo Monod. O diagrama previu ainda a existência de um ponto limite, mesmo para condições de não alimentação de biomassa.

Essa situação apresenta relevância prática, pois está associada com as condições de “wash-out”.

A análise de sensibilidade foi estendida então para examinar a capacidade dos parâmetros cinéticos do modelo em prever a multiplicidade de estados estacionários no reator. Analisando-se o diagrama do efeito da constante de inibição própria do substrato na região de histerese, observou-se que dois ramos existiam para todos os possíveis valores da constante e que a região de multiplicidade aumenta, à medida que a constante de inibição aumenta. Verificou-se também que a região de histerese existia somente numa faixa de valores da constante de inibição cruzada do substrato, sendo esperado um comportamento semelhante ao obtido com a cinética de Monod fora dessa região.

Para o caso de não alimentação de biomassa, observou-se que taxas de diluição maiores do que as correspondentes ao ponto limite levam a um único estado estacionário, correspondendo à condição de “wash-out”. Uma operação segura só é possível quando a taxa de diluição é inferior ao valor correspondente ao ponto limite. O estudo de AJBAR (2001) é relevante porque mostra que a operação da corrente de reciclo e os parâmetros cinéticos da fermentação podem exercer enorme influência sobre a operação do sistema. Contudo, deve ficar claro que AJBAR (2001) não estudou um sistema de tratamento típico, mas sim um bioprocessos.

TYTECA e NYNS (1979) desenvolveram métodos que possibilitam o projeto e a fixação dos procedimentos operacionais para um sistema de lodo ativado para tratamento de efluentes, incluindo o sedimentador. Os métodos se baseiam num modelo matemático que inclui as relações de Monod para descrever o crescimento de microorganismos e a remoção de substratos no reator aerado. Considerou-se que a sedimentação seguia a teoria de fluxo limite. Para desenvolvimento deste estudo, foi utilizado um modelo que incluía os seguintes componentes: substrato biodegradável, substâncias suspensas não biodegradáveis e biomassa ativa. Foram feitas as seguintes considerações: i) a cinética de remoção dos substratos biodegradáveis é a mesma; ii) os sólidos suspensos biodegradáveis, após a biodegradação no reator aerado, não apresentam influência sobre o balanço de sólidos suspensos no sedimentador; iii) os sólidos suspensos não biodegradáveis e a biomassa ativa são sedimentáveis e decantam na mesma proporção e iv) a parte não biodegradável dos materiais resultantes da morte e da lise de microorganismos constituem uma carga

sedimentável adicional. O modelo considera que o metabolismo celular só é ativo no reator aerado.

Os valores utilizados para representar as concentrações de entrada e parâmetros cinéticos e operacionais foram definidos como “normais” para um sistema de tratamento de lodo ativado para tratamento de efluentes domésticos. Para representar a sedimentação do lodo, foi utilizada uma fórmula empírica exponencial com dois parâmetros.

Foi apresentado um gráfico de área de sedimentação como função da razão de reciclo, fixando-se o tempo de residência do reator aerado em 6 h e variando-se as concentrações de substrato biodegradável na entrada do sedimentador e de sólidos na saída do sedimentador. Observou-se que altos valores para a área de sedimentação deviam ser utilizados, sempre que fosse necessária alta flexibilidade ou pequena concentração de substratos na corrente de saída. Foi determinado também um valor crítico para a concentração de sólidos no sedimentador, acima do qual a velocidade de sedimentação dos sólidos suspensos não era mais suficiente para um espessamento adequado do lodo. Uma conclusão interessante obtida é que, para uma dada área de sedimentador e para um dado volume de reator aerado, a eficiência do sistema podia ser aumentada, aumentando-se a razão de reciclo. No entanto, isto só era válido para determinados limites operacionais. Por exemplo, para um sedimentador com 1000 m^2 de área de sedimentação, a razão de reciclo não poderia ser aumentada acima de 0,75.

Foram estudados os efeitos da carga hidráulica, da carga orgânica e da diluição das substâncias orgânicas e sólidos suspensos no efluente. Foram estudadas três estratégias de operação para manter a concentração do substrato na corrente de saída do reator aerado constante; manter a concentração de lodo na vazão de reciclo constante; e manter a vazão de reciclo constante. Observou-se que para manter quaisquer das condições anteriores constantes, a área necessária de sedimentação é inversamente proporcional ao aumento de carga do sistema. Um grande reator aerado aumenta a flexibilidade, permitindo usar todas as combinações operacionais citadas anteriormente. Quando há uma diminuição do volume do reator aerado, a área de sedimentação necessária para garantir a mesma flexibilidade aumenta de forma não proporcional. Verificou-se que pequenos reatores aerados exigem grandes sedimentadores e altas razões de reciclo para que se atinja uma flexibilidade de

operação razoável. Dessa forma, parece que o uso de grandes reatores aerados é benéfico à operação.

Este trabalho também apresentou um estudo de sensibilidade do modelo, variando-se os valores de dois parâmetros do modelo. Variou-se o valor da taxa de máximo crescimento específico e de um parâmetro da expressão empírica do sedimentador. Observou-se que o efeito causado pela redução do parâmetro de taxa máxima de crescimento específico era semelhante ao efeito causado por uma sobrecarga hidráulica. Logo, o uso de um valor errado deste parâmetro pode levar a um projeto inadequado do sistema de lodo ativado. Verificou-se ainda que o parâmetro do sedimentador apresentava um forte efeito sobre os resultados obtidos. Quando o valor deste parâmetro era reduzido à metade, a flexibilidade operacional era drasticamente reduzida. Este trabalho parece indicar que a análise de sensibilidade de modelos de tratamento de efluentes pode ser muito útil para o projeto desses sistemas de reação.

KIM *et al.* (2006) desenvolveram um estudo com o objetivo de sugerir uma técnica de análise de sensibilidade que fosse capaz de prever a qualidade do efluente e de minimizar os esforços de calibração. A sensibilidade dos parâmetros dos modelos ASM1 e ASM3 foi analisada por três técnicas: “SVM-slope”, “RVM-slopeMA” e “RVM-AreaCRF. Os parâmetros do sedimentador também foram considerados. O processo utilizado para a realização deste trabalho foi a forma desnitrificante padrão de simulação da IWA. O modelo do sedimentador (clarificador) secundário era unidimensional.

Os valores dos grupos de parâmetros foram gerados pelas técnicas SVM e RVM. Na técnica SVM, cada parâmetro é alterado gradativamente com um passo igual a 10% do seu valor de referência, na faixa entre 50 – 200%, enquanto os outros parâmetros são mantidos fixos. Na técnica RVM, todos os parâmetros são alterados aleatoriamente dentro da mesma faixa. A quantidade de grupos de parâmetros testados para o modelo ASM1 foi de 400, enquanto para o modelo ASM3 foi de 640, quando a técnica SVM foi usada. 2000 conjuntos de parâmetros foram avaliados para ambos os modelos com a técnica RVM. Uma função objetivo baseada no índice de qualidade do efluente estabelecido pela IWA foi definida. O índice de qualidade era constituído de uma soma de sólidos suspensos totais, DQO, amônia e NO_x no efluente, multiplicados por um peso.

As três análises de sensibilidade se basearam no gráfico de variação do índice de qualidade como função do valor do parâmetro, expresso como a porcentagem do valor de referência. A primeira técnica foi denominada “SVM-slope” e se baseava na inclinação obtida no gráfico de variação do índice de qualidade. A técnica denominada RVM-SlopeMA foi realizada da seguinte forma: os gráficos de dispersão de índice de qualidade eram divididos verticalmente em 15 regiões (cada intervalo de 10% de variação dos parâmetros) e a média de deslocamento do índice de qualidade era calculada em cada seção vertical. Na técnica denominada RVM-AreaCRF, cada gráfico de dispersão foi dividido em 4 seções horizontais, sendo que cada uma dessas seções foi dividida em 15 seções verticais da mesma forma do que no método RVM-SlopeMA. A frequência relativa cumulativa de cada parâmetro em cada seção foi calculada para cada seção horizontal. Foram testadas diferentes condições de composição do afluente de carga orgânica e de carga de nitrogênio. Foram analisadas também as incertezas dos parâmetros.

Para o modelo ASM1, a técnica SVM-Slope identificou sempre os mesmos parâmetros sensíveis para todas as condições investigadas. Isso mostrou que essa técnica não é seriamente afetada pela composição do afluente e nem pela incerteza dos parâmetros. O número de parâmetros importantes identificados foram 3 para a técnica de RVM-SlopeMA e 4 para a técnica RVM-AreaCRF. Y_H e $\mu_{\max,A}$ foram escolhidos como importantes por todas as técnicas. A alta sensibilidade do parâmetro $\mu_{\max,A}$ foi resultado de uma alta carga de amônia e a falta de completa nitrificação no padrão de simulação. $K_{O,A}$ e b_A foram considerados parâmetros sensíveis pelas técnicas de SVM-Slope e RVM-SlopeMA. No entanto, estes parâmetros foram considerados não sensíveis por HO e GREENFIELD (1991).

Para o modelo ASM3, nenhuma das técnicas identificou de forma consistente parâmetros importantes em todas as diferentes condições. Alguns coeficientes de rendimento apresentaram alta sensibilidade, mas cada técnica tendeu a identificar como importantes parâmetros diferentes. $\mu_{\max,A}$ foi o único parâmetro relevante identificado por todas as técnicas e em todas as condições, assim como no ASM1. O parâmetro i_{NXS} , relativo ao nitrogênio, foi frequentemente identificado como um parâmetro relevante pelas técnicas baseadas em RVM. Em função dos resultados obtidos, os autores recomendam o uso da técnica SVM-Slope.

MAKINIA e WELLS (2000b) também realizaram uma análise de sensibilidade do modelo ASM1. Com esta finalidade, todos os coeficientes do modelo e todas as concentrações dos componentes do afluente foram alterados, um de cada vez, durante as simulações, numa faixa de $\pm 10\%$. O coeficiente de sensibilidade foi representado pela porcentagem de alteração da variável de saída Y_j , resultante de uma mudança na variável de entrada X_i , na forma apresentada pela Equação II.5.2:

$$S_{i,j} = \frac{\frac{\Delta Y_j}{Y_j}}{\frac{\Delta X_i}{X_i}} \quad (\text{II.5.2})$$

Os coeficiente $S_{i,j}$ foram calculados para as variáveis medidas amônia, nitrato, oxigênio dissolvido e taxa de consumo de oxigênio (OUR) total para cada zona aerada. Verificou-se que o coeficiente mais importante foi a máxima taxa específica de crescimento para a biomassa autotrófica, enquanto o componente do afluente mais importante foi a concentração de amônia.

É importante observar que os estudos de sensibilidade dos parâmetros do modelo ASM1 disponíveis na literatura não são conclusivos, embora pareçam indicar que Y_H e $\mu_{\max,A}$ sejam os parâmetros mais importantes do sistema. É também importante observar que os estudos foram realizados ao redor de condições de operação bem definidas, não sendo possível saber se os resultados seriam os mesmos em outras condições operacionais. Finalmente, os estudos não permitem compreender como os diferentes parâmetros do modelo podem influenciar o projeto e a análise de operação de sistemas de tratamento de efluentes de lodo ativado.

II.6. Legislação Ambiental Federal e do Estado do Rio de Janeiro

O lançamento de grandes quantidades de matéria orgânica, de nutrientes (como fósforo e nitrogênio) e de substâncias tóxicas em ambientes naturais traz diversas conseqüências ao meio ambiente. Alguns desses efeitos são a proliferação de bactérias que utilizam o oxigênio presente na água para consumir a matéria orgânica, causando a

mortandade de peixes e outros organismos, a eutrofização de lagos e lagoas e a morte ou alteração do ciclo de vida de diversos organismos.

Em 1986 foi instituída a Resolução Conama (Conselho Nacional do Meio Ambiente) No. 20, que reformulou a classificação para águas doces, salobras e salinas no Brasil. Esta classificação tinha como base as características da água e o seu uso. Esta resolução se tornou a base para toda a legislação ambiental desenvolvida nos anos seguintes. Foram então estabelecidas diversas diretrizes, dentre as quais podem ser destacadas as seguintes:

1- Publicada em 1987 e aprovada pela CECA (Comissão Estadual de Controle Ambiental do Rio de Janeiro) em 1997, a DZ-209.R-2 (Diretriz de Controle de Efluentes Líquidos Industriais) tem como objetivo definir a filosofia de controle de efluentes líquidos industriais, orientando os padrões de lançamento e ações de controle da FEEMA (Fundação Estadual de Engenharia do Meio Ambiente do Rio de Janeiro).

A DZ-209.R-2 estabelece que, nas regiões de maior concentração industrial, a CECA e a FEEMA devem adotar padrões máximos de emissão para efluentes industriais baseando-se nas tecnologias existentes, independentemente da capacidade de assimilação dos corpos receptores. Esses padrões podem ser expressos por valores de concentração ou valores de carga (massa de efluente por massa de produto, ou massa de substância poluente por massa dessa substância utilizada no processo industrial).

2- Aprovada pela CECA em 1990 e publicada em 1991, a DZ-942.R-7 (Diretriz do Programa de Autocontrole de Efluentes Líquidos – PROCON Água) estabelece a frequência do monitoramento de diversos parâmetros em efluentes líquidos (pH, temperatura, condutividade, cloretos, resíduos sedimentáveis, resíduo não filtrável total, resíduo não filtrável volátil, oxigênio dissolvido, óleos e graxas, DBO e DQO), as condições para coleta de amostras e padroniza a medição de vazão.

3- A DZ-205.R-5 (Diretriz de controle de carga orgânica em efluentes líquidos de origem industrial) foi aprovada pela CECA e foi publicada em 1991. Essa diretriz define os tipos de efluentes orgânicos provenientes do estabelecimento industrial, compreendendo os efluentes do processo industrial, os esgotos sanitários, as águas pluviais contaminadas e as outras águas contaminadas com matéria orgânica. Esta diretriz estabelece que as atividades poluidoras industriais com carga de DBO igual ou superior a 100 Kg/dia devem atingir

remoção de DBO mínima de 90%. Para o restante das atividades, o mínimo de remoção de DBO deve ser igual a 70%. Deve ainda ocorrer ausência de sólidos grosseiros e de materiais flutuantes e o nível de sólidos sedimentáveis deve ser inferior a 0,5mL/L. Foram também instituídos limites de DQO para os efluentes de diversos tipos de indústria. Para as indústrias químicas e petroquímicas, por exemplo, o limite é de 250 mg/L.

4- A DZ.215.R-1 (Diretriz de controle de carga orgânica biodegradável em efluentes líquidos de origem não industrial), aprovada pela CECA e publicada em 1994, estabelece eficiências mínimas de remoção e concentrações máximas permitidas de DBO e de resíduos não filtráveis totais, de acordo com a carga orgânica bruta (KgDBO/dia). As eficiências de remoção exigidas vão de 30% a 90%. As concentrações máximas permitidas de DBO e de resíduos não filtráveis totais nos efluentes vão de 30 a 180 mg/L.

5- Em 2005 foi instituída a Resolução Conama No. 357, que revoga a Resolução Conama No. 20. Esta resolução estabelece novamente a classificação dos corpos d'água e os padrões de lançamento de efluentes, estabelecendo concentrações máximas para diversas substâncias inorgânicas (como metais, sulfeto e nitrogênio amoniacal total) e algumas substâncias orgânicas (como clorofórmio, dicloroetano, fenóis totais, tetracloreto de carbono e tricloroetano). A concentração máxima admissível de nitrogênio amoniacal total é de 20 mg/L.

A modelagem e a análise de sensibilidade de processos de lodo ativado podem auxiliar o projeto de estações de tratamento de efluentes, para que estas atinjam os padrões de emissão de poluentes definidos pela legislação. De forma semelhante, podem contribuir com a elaboração da própria legislação, prevendo os comportamentos dos sistemas após alterações das condições de operação e verificando que diminuição dos limites de emissão é possível com a tecnologia existente. De qualquer forma, vê-se que o projeto e operação das estações de tratamento de efluentes por lodo ativado estão sujeitos a limites operacionais rígidos, que são estabelecidos por legislação em vigor.

O processo de lodo ativado com reciclo depende da adequada sedimentação do lodo, para que se assegure a correta concentração de biomassa no reator biológico e a boa clarificação do efluente final. Os valores de concentração de biomassa no reator apresentados na Tabela III.1.1 podem ser convertidos a mgDQO/L através da relação 1.5 mgDQO/1mgSSV (onde SSV = sólidos suspensos voláteis) (HAANDEL e MARAIS,

1999). Essa relação foi obtida por diversos pesquisadores para quantificar a biomassa presente no tratamento biológico de efluente doméstico.

II.7. Abordagem deste Trabalho

Nesta tese, é realizada a análise de sensibilidade de um modelo de processo de lodo ativado, para o qual as variáveis consideradas e as taxas de reação utilizadas são aquelas provenientes do modelo ASM1. O sedimentador é descrito como um separador ideal. Isso em nada reduz ou compromete a relevância do presente trabalho, admitindo-se implicitamente que o decantador está bem projetado. O objetivo perseguido é a identificação dos parâmetros cinéticos, estequiométricos, de carga, de projeto e de operação que exercem as maiores influências sobre a operação do sistema, visando adequá-lo à legislação em vigor e aos limites técnicos de bom funcionamento dos equipamentos. Faz-se então uma avaliação econômica para avaliar em que condições a corrente de reciclo de lodo concentrado deve ser tratada, para reduzir o impacto econômico e técnico resultante do descarte de lodo na saída do sedimentador. Embora o sistema de tratamento de efluentes por lodo ativado e o modelo ASM1 sejam bem conhecidos, essa análise bem fundamentada do processo nunca foi realizada e nem reportada na literatura.

CAPÍTULO III

METODOLOGIA

III.1. Sistema Estudado

O sistema estudado é representativo de um processo de lodo ativado e consiste de um reator (tanque de aeração), considerado como um reator de mistura perfeita (CSTR), e um sedimentador, modelado como um separador ideal. A Figura III.1.1 apresenta o sistema estudado.

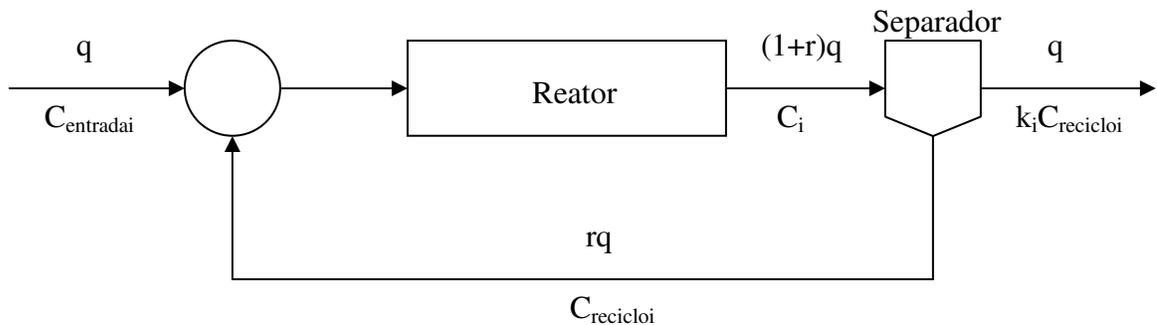


Figura III.1.1: Esquema representativo do processo de lodo ativado.

Na Figura III.1.1, $C_{entrada,i}$ é a concentração da substância i na entrada do sistema, $C_{recicloi}$ é a concentração da substância i na corrente de reciclo, q é a vazão de entrada, r é a razão de reciclo e k_i é o fator de separação ou eficiência do separador para a substância i .

Considerou-se que as reações biológicas ocorrem somente no reator biológico. Foi realizado um balanço de massa para cada variável no reator, apresentado na Equação III.1.1:

$$\frac{q}{V} \cdot C_{entrada,i} + \frac{q}{V} \cdot r \cdot C_{recicloi} - \frac{q}{V} \cdot (1+r) \cdot C_i + R_{1i} = \frac{dC_i}{dt} \quad (\text{III.1.1})$$

Na Equação III.1.1, V é o volume do reator (tanque de aeração) e R_{li} é a taxa de reação global. Considera-se que o volume do aerador é mantido constante.

O balanço de massa também pode ser representado em termos de tempo de residência (inverso da taxa de diluição), como apresentado na Equação III.1.2.

$$\frac{1}{t_{res}} \cdot C_{entrada\ i} + \frac{1}{t_{res}} \cdot r \cdot C_{reciclo\ i} - \frac{1}{t_{res}} (1+r) \cdot C_i + R_{li} = \frac{dC_i}{dt} \quad (III.1.2)$$

onde, $t_{res} = V/q$ é o tempo de residência.

O balanço de massa no sedimentador pode ser representado pela Equação III.1.3.

$$C_{reciclo\ i} = \left[\frac{1+r}{k_i+r} \right] \cdot C_i \quad (III.1.3)$$

onde, k_i é o fator de separação ou eficiência do separador para a substância i . Quanto maior o valor de k_i , menor é a eficiência do separador.

A concentração das substâncias na saída do sistema é representada pela Equação III.1.4.

$$C_{saída\ i} = k_i \cdot \left[\frac{1+r}{k_i+r} \right] \cdot C_i \quad (III.1.4)$$

Quanto maior o valor do fator de separação (k_i), maior é a quantidade da substância i descartada do sistema. Substituindo-se $k_i = 1$ na Equação III.1.3, obtém-se $C_{reciclo\ i} = C_i$. Substituindo-se então a Equação III.1.3 (com $k_i = 1$) na Equação III.1.2, vê-se que o termo de reciclo desaparece da equação. Logo, fazer $k_i = 1$ significa que a concentração da substância i na corrente de reciclo será a mesma da corrente da saída do sistema. Enquanto, $k_i = 0$, significa reciclo total do componente.

Para o cálculo do estado estacionário, o termo $\frac{dC_i}{dt}$ da Equação III.1.1 deve ser igualado a zero.

III.2. Modelagem das Reações Biológicas

O modelo ASM1 foi escolhido para representar as reações biológicas que ocorrem no reator biológico por ser largamente utilizado e aceito na indústria e na academia. Foram feitas algumas considerações para o uso deste modelo, que são descritas a seguir.

O tanque de aeração foi considerado como sendo perfeitamente aerado e de mistura perfeita. Por isso, não foi feito o balanço de massa para o oxigênio. A taxa de reação associada ao crescimento anóxico da biomassa heterotrófica com nitrogênio na forma de nitrato como acceptor terminal de elétrons, r_2 , não foi considerada no estudo, pois o reator foi considerado perfeitamente aerado, resultando em ausência de fase anóxica. A taxa da reação de hidrólise do material orgânico lentamente biodegradável e do nitrogênio orgânico biodegradável, r_7 , teve a parte anóxica retirada, ficando na forma apresentada pela Equação III.2.1.

$$r_7 = K_h \frac{X_s / X_{B,H}}{K_x + (X_s / X_{B,H})} \cdot \left(\frac{S_o}{S_o + K_{o,H}} \right) \cdot X_{B,H} \quad (\text{III.2.1})$$

As demais taxas foram utilizadas na forma originalmente apresentada pelo modelo.

Não foi feito balanço de massa para alcalinidade, pois este teria função unicamente de controle e não é obrigatório para o entendimento do sistema. As variáveis S_I e X_I , substâncias não biodegradáveis solúveis e sólidas respectivamente, também não foram consideradas como presentes no efluente, pois não sofrem nenhuma alteração durante o processo.

Foi feito um balanço de massa para cada uma das seguintes variáveis do modelo ASM1: S_s , substrato rapidamente biodegradável; X_s , substrato lentamente biodegradável; $X_{B,H}$, biomassa heterotrófica; $X_{B,A}$, biomassa autotrófica; X_p , produtos particulados inertes provenientes do decaimento da biomassa; S_{NO} , nitrogênio na forma de nitrato; S_{NH} , nitrogênio na forma de amônia; S_{ND} , nitrogênio orgânico solúvel biodegradável; e X_{ND} , nitrogênio orgânico particulado biodegradável. Foram criadas mais duas variáveis: DQO total do efluente e biomassa total, apresentadas pelas Equações III.2.2 e III.2.3, respectivamente.

$$\text{DQO total do efluente} = S_s + X_s + X_p \quad (\text{III.2.2})$$

$$\text{Biomassa total} = X_{B,H} + X_{B,A} \quad (\text{III.2.3})$$

As concentrações utilizadas na corrente de entrada do sistema são as apresentadas na Tabela III.2.1. A concentração total de DQO na entrada do sistema é igual a 868.37 mgDQO/L, sendo que 88.096% correspondem a substrato rapidamente biodegradável, 9.788% correspondem a substrato lentamente biodegradável, 0.576% correspondem a substâncias não biodegradáveis resultantes do decaimento bacteriano, 1.079% correspondem a bactérias heterotróficas e 0.461% a bactérias autotróficas. Esta descrição corresponde a um efluente com características de alta biodegradabilidade, próprias de efluente doméstico, definidas por JORDÃO e PESSÔA (2005). Estes autores afirmam que a DQO dos esgotos domésticos varia em torno de 200 a 800 mg/L e que há uma relação típica DQO/DBO nos esgotos domésticos da ordem de 1.7 a 2.5, indicando a alta biodegradabilidade e tratabilidade deste tipo de efluente. Dessa forma pode-se dizer que o estudo aqui desenvolvido avalia condições normais de operação de efluentes de esgotos domésticos. As concentrações das substâncias contendo nitrogênio em sua composição (S_{NO} , S_{NH} , S_{ND} e X_{ND}) foram obtidas de HENZE *et al.* (2000). A concentração de microorganismos autotróficos ($X_{B,A}$), na corrente de entrada do sistema, utilizada nas simulações parece apresentar um valor um pouco superior ao verificado na realidade, embora não seja possível quantificar exatamente e diferenciar a concentração de biomassa heterotrófica da concentração de biomassa autotrófica nos sistemas reais de tratamento.

Tabela III.2.1: Concentrações na corrente de entrada do sistema.

Variáveis	Concentrações de entrada
S_s	765 mgDQO/L
X_s	85 mgDQO/L
$X_{B,H}$	9.37 mgDQO/L
$X_{B,A}$	4.0 mgDQO/L
X_p	5.0 mgDQO/L
S_{NO}	2.0 mgN/L
S_{NH}	30 mgN/L
S_{ND}	15 mgN/L
X_{ND}	5.0 mgN/L

III.3. Simulações

A análise de sensibilidade foi realizada através de diagramas de continuação obtidos da variação de diversos parâmetros do modelo, comparando-se e analisando-se o grau de influência de cada um deles. As simulações foram realizadas da seguinte forma:

- O programa foi escrito na linguagem Fortran.
- As equações diferenciais foram integradas numericamente com a utilização da rotina Dassl (PETZOLD, 1983), até um tempo em que se verificava o alcance do estado estacionário.
- Este estado estacionário obtido servia como partida para as simulações estacionárias, realizadas no código Auto (DOEDEL e KERNEVEZ, 1986), utilizando como parâmetros de continuação o tempo de residência e a razão de reciclo.

Este procedimento foi repetido para cada uma das condições estudadas. Em todas as simulações realizadas, as concentrações das substâncias na corrente de entrada do sistema foram as apresentadas na Tabela III.2.1. Os valores dos parâmetros estequiométricos e cinéticos utilizados foram os padrões para o ASM1 a 20°C, apresentados nas Tabelas II.4.2.1 e II.4.3.1, respectivamente. As unidades utilizadas foram m^3 , dia, $gDQO/m^3 =$

mgDQO/L (para as substâncias orgânicas) e $\text{gN/m}^3 = \text{mgN/L}$ (para as substâncias nitrogenadas).

Os diagramas de continuação foram utilizados na análise de sensibilidade por possibilitar o estudo do comportamento do sistema em uma larga faixa de parâmetros, representando diversas condições de operação, o que não é possível através de outros métodos numéricos. Neste trabalho a análise de sensibilidade tem o objetivo de identificar os principais parâmetros do modelo e as condições de processo que apresentam a necessidade da inserção de uma unidade para lise de biomassa na corrente de reciclo.

Os parâmetros de projeto e operação estudados, através do efeito sobre as variáveis DQO total do efluente e biomassa total, foram o fator de separação, $k_{\text{biomassa total}} (k_{bt})$, que é o fator k_i para as variáveis $X_{B,H}$ e $X_{B,A}$, e a razão de reciclo, r . Dessa forma, incorporam-se às simulações diferentes condições de operação do sedimentador. Foram realizadas simulações com o tempo de residência como parâmetro de continuação, variando-se o valor de $k_{\text{biomassa total}} (k_{bt})$ e mantendo-se $k_i = 1.0$ (mesma concentração da substância i na corrente de saída do sistema e na corrente de reciclo) para os demais componentes do sistema, para dois valores de razão de reciclo (r): 0.7, que está dentro da faixa de operação convencional, e 1.0, que é o valor utilizado por uma indústria de produção de borracha sintética do Rio de Janeiro. Foi analisado também o efeito da ausência de reciclo de lodo sobre a operação do sistema. Em seguida, fixou-se o tempo de residência em 6 h (0.25 dia), que está na faixa de operação do sistema convencional, e foram realizadas simulações com a razão de reciclo, r , como parâmetro de continuação.

Para realização das simulações em que se variaram os valores dos parâmetros cinéticos, estequiométricos e as concentrações de entrada no sistema, foram utilizados os valores $r = 1.0$ e $k_{bt} = 0.06$. Para os demais componentes do sistema, $k_i = 1.0$. Esses valores podem ser considerados convencionais.

Tabela III.3.1: Parâmetros cinéticos analisados

Símbolo	Nome do parâmetro	Unidade
μ_H	Máxima taxa de crescimento específico da biomassa heterotrófica	dia ⁻¹
b_H	Taxa de decaimento da biomassa heterotrófica	dia ⁻¹
K_S	Coeficiente de saturação para organismos heterotróficos	massa DQO/volume
$K_{O,H}$	Coeficiente de saturação de oxigênio para organismos heterotróficos	massa O ₂ / volume
K_{NO}	Coeficiente de saturação de nitrato para organismos heterotróficos	massa N/volume
μ_A	Máxima taxa de crescimento específico da biomassa autotrófica	dia ⁻¹
b_A	Taxa de decaimento da biomassa autotrófica	dia ⁻¹
$K_{O,A}$	Coeficiente de saturação de oxigênio para organismos autotróficos	massa O ₂ /volume
K_{NH}	Coeficiente de saturação de amônia para organismos autotróficos	massa N/volume
K_a	Taxa de amonificação	volume/massa dia
K_h	Máxima taxa específica de hidrólise	massa DQO lentamente biodeg./massa DQO cel. dia
K_x	Coeficiente de saturação para substrato lentamente biodegradável	DQO lentam. biodeg./DQO cel.

Foram analisados os efeitos dos parâmetros cinéticos, apresentados na Tabela III.3.1, sobre as variáveis DQO total do efluente, biomassa total e nitrogênio amoniacal. As faixas de valores desses parâmetros observadas na literatura, Tabela II.4.3.1, foram ampliadas para considerar também outras condições eventualmente presentes no tratamento de efluentes industriais.

Foram analisados os efeitos dos parâmetros estequiométricos, apresentados na Tabela III.3.2, sobre as variáveis DQO total do efluente, biomassa total e nitrogênio amoniacal. Assim como no estudo realizado para os parâmetros cinéticos, a faixa da literatura apresentada na Tabela II.4.2.1 também foi ampliada para incluir o eventual tratamento de outros efluentes industriais.

Tabela III.3.2: Parâmetros estequiométricos analisados

Símbolo	Nome do parâmetro	Unidade
Y_H	Rendimento heterotrófico	massa cel. formada DQO/DQO oxidada
Y_A	Rendimento autotrófico	massa cel formada/massa N oxidado
f_p	Fração de biomassa que resulta em produtos particulados inertes	adimensional
i_{XB}	Fração de nitrogênio contida na biomassa	massa N/massa DQO na biomassa
i_{XP}	Fração de nitrogênio contida nos produtos inertes resultantes de decaimento da biomassa	massa N/massa em DQO de produto inerte da biomassa

Foram analisados os efeitos das concentrações de entrada de três componentes: S_s , substrato rapidamente biodegradável (mgDQO/L); X_s , substrato lentamente biodegradável (mgDQO/L); e S_{NH} , nitrogênio amoniacal (mg N/L), sobre as variáveis DQO total do efluente, biomassa total e nitrogênio na forma de amônia. Estudou-se também o efeito da não alimentação de biomassa ao sistema. Os substratos S_s e X_s tiveram suas concentrações alteradas de forma que a DQO total do afluente do sistema alcançasse o valor máximo de 1400 mgDQO/L. Isso foi feito porque indústrias químicas podem apresentar de 1000 a 2000 mg DQO/L no efluente (COSTA *et al.*, 2003) e indústrias de celulose e papel podem alcançar até cerca de 1400 mg DQO/L (REZENDE *et al.*, 2000). Variou-se a concentração de amônia, S_{NH} , na entrada do sistema até o valor de 360 mgN/L. Sabe-se que os efluentes de indústrias químicas podem conter alta concentração dessa substância (NOTO *et al.*, 1998).

As concentrações de X_p , produtos particulados inertes provenientes do decaimento da biomassa (mg DQO/L), S_{ND} , nitrogênio orgânico solúvel biodegradável (mg N/L), e X_{ND} , nitrogênio orgânico particulado biodegradável (mg N/L), na corrente de entrada foram mantidas constantes em todas as simulações, pois são resultantes do decaimento de biomassa. Logo, estes componentes estão presentes em concentrações desprezíveis na alimentação de efluentes industriais e em concentrações muito baixas nos efluentes domésticos (correspondentes as apresentadas na Tabela III.2.1). A concentração de S_{NO} , nitrogênio na forma de nitrato (mg N/L) na corrente de entrada, também foi mantida constante em todas as simulações, pois não foi considerada a fase anóxica do processo. Admitiu-se que o nitrato era somente formado por nitrificação.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os diagramas de continuação obtidos serão apresentados e discutidos para cada grupo de parâmetros (de projeto e operação, cinéticos, estequiométricos e de carga) e analisados separadamente segundo o seu efeito sobre cada uma das variáveis analisadas (DQO total do efluente na saída do sistema, biomassa total, tanto na saída do sistema quanto no interior do reator, e nitrogênio amoniacal na saída do sistema).

IV.1. Parâmetros de Projeto e Operação

Aqui são apresentados e analisados os diagramas de continuação obtidos para verificação dos efeitos das variações dos parâmetros de operação e projeto sobre o desempenho do sistema. Os parâmetros avaliados são o fator de separação ou eficiência do sedimentador, $k_{\text{biomassa total}}$ (k_{bt}), e razão de reciclo, r . As variáveis de resposta consideradas são DQO total do efluente na saída do sistema e biomassa total na saída do sistema e no reator. A resposta de cada variável de resposta em relação à variação de todos os parâmetros será analisada separadamente.

IV.1.1. Biomassa Total

A Figura IV.1.1.1 (A e B) apresenta o diagrama de continuação da concentração de biomassa no reator (mgDQO/L) como função do tempo de residência (dia) em diferentes escalas, para $r=0.7$ e para $k_{bt}=0.05; 0.06; 0.07; 0.08$ e 0.1 . Observou-se que o aumento do valor do fator de separação do sedimentador leva a uma diminuição da concentração de biomassa no reator para qualquer tempo de residência. Esse efeito é mais importante para a concentração máxima alcançada. Esse efeito é facilmente compreensível, já que o aumento de k_{bt} causa a redução da massa de células reciclada.

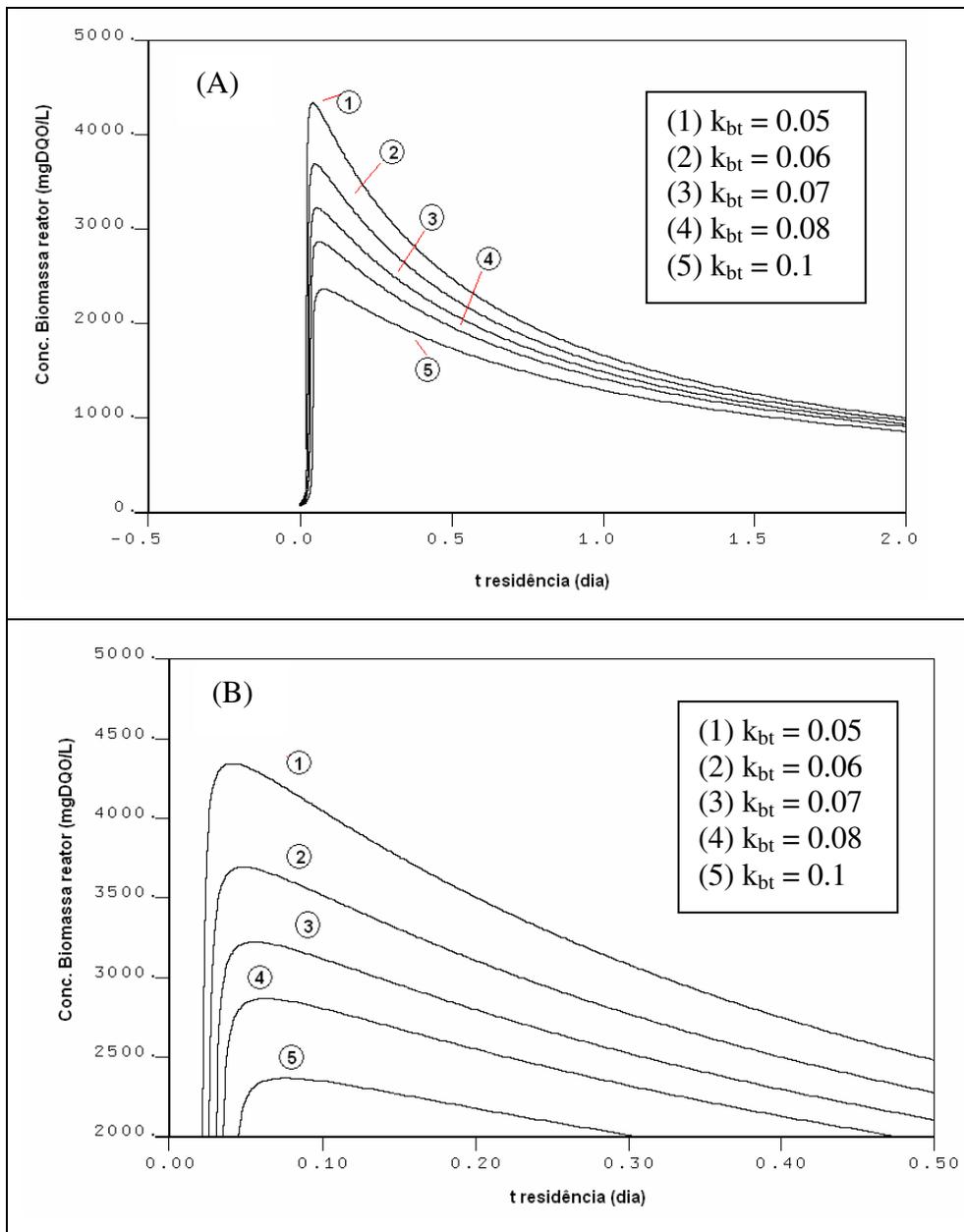


Figura IV.1.1.1 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de biomassa no reator como função do tempo de residência, variando-se o valor de k_{bt} , para $r = 0.7$.

Fixando-se uma faixa de valores de concentração de biomassa no reator, como por exemplo, os limites de concentração de biomassa no reator biológico para operação do sistema de lodo ativado na forma convencional, de acordo com os valores apresentados na Tabela II.1.1 (3000 a 6000 mgDQO/L, após utilização do fator de conversão de 1.5 mgDQO/1 mg SSV proposto por HAANDEL e MARAIS, 1999), verificou-se que o

aumento de k_{bt} reduz a faixa de tempos de residência onde o processo pode operar de forma eficiente. Este ponto é muito interessante porque permite definir de forma precisa a eficiência mínima requerida do sistema de sedimentação para funcionamento eficiente do processo. No caso considerado na Figura IV.1.1, esse valor está em torno de 0.08. De forma similar, se flutuações significativas de vazão (tempo de residência) são esperadas na planta, maiores devem ser as eficiências de separação do sedimentador para que o processo opere satisfatoriamente nos vários cenários. Isso corrobora discussões apresentadas na literatura e mostra que os diagramas de bifurcação podem ser usados de forma muito efetiva para o projeto dessas unidades.

A concentração de biomassa no reator biológico alcança um valor máximo e depois diminui com o aumento do tempo de residência. Isso ocorre devido ao decaimento da biomassa, quando esta permanece por um longo tempo no reator. Além disso, os maiores tempos de residência promovem maior consumo de substratos, cuja remoção pode alcançar quase a totalidade. Ambos os fatores contribuem com a redução de concentração de lodo no aerador.

A Figura IV.1.1.2 (A e B) apresenta o diagrama de continuação da concentração de biomassa no reator (mgDQO/L) como função do tempo de residência (dia) em diferentes escalas; para $r=1.0$ e para $k_{bt} = 0.05; 0.06; 0.07; 0.08; 0.1$. O cenário geral é essencialmente o mesmo. Verifica-se, no entanto, que quanto maior a razão de reciclo, maior o fator de separação (menor a eficiência) do sedimentador requerida para que o sistema atenda as condições mínimas de concentração de biomassa no reator, de acordo com a Tabela II.1.1. Por exemplo, considerando-se os limites de concentração de biomassa no reator para operação na forma convencional (3000 a 6000 mgDQO/L) para $r=0.7$, o k_{bt} máximo que permite que o sistema opere nessa condição é 0.07. Quando $r=1.0$ o k_{bt} máximo é igual a 0.08. Isso significa que a redução da eficiência do separador pode ser ao menos parcialmente compensada pelo aumento da razão de reciclo. Isso é muito conveniente do ponto de vista operacional, porque permite estabelecer um laço de controle para compensar eventuais perturbações do processo da planta industrial. Isso também permite que o engenheiro de processos considere a alternativa de investir menos no separador e mais no sistema de recirculação de lodo da planta real.

Fixando-se o valor de k_{bt} , o aumento da razão de reciclo leva a um aumento da concentração de biomassa no reator e da faixa de tempos de residência em que a concentração de biomassa no reator obedece às condições de operação. Isso pode ser inconveniente se a planta estiver operando nas proximidades dos limites máximos de concentração celular.

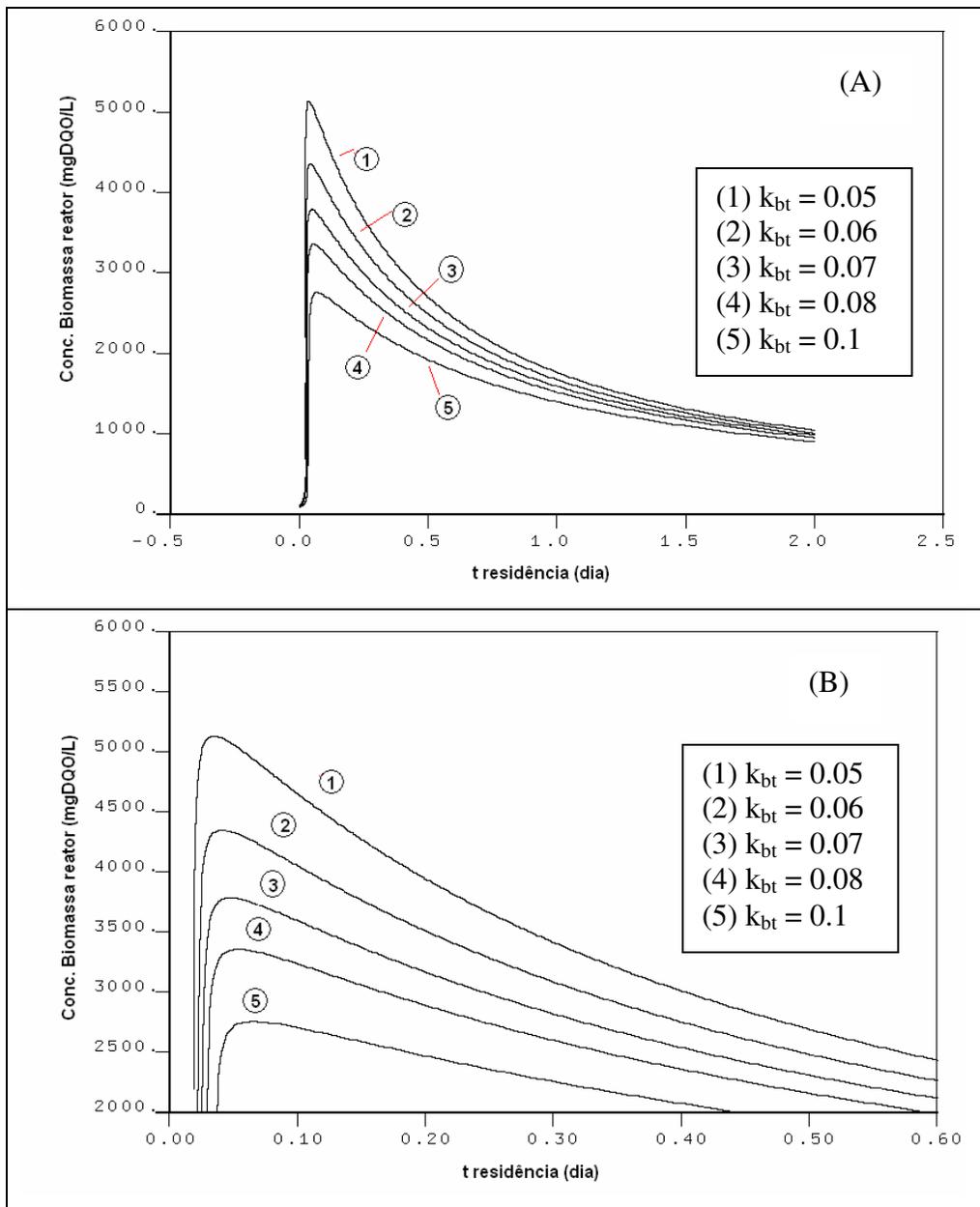


Figura IV.1.1.2 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de biomassa no reator como função do tempo de residência, variando-se o valor de k_{bt} , para $r = 1.0$.

A Figura IV.1.1.3 apresenta o gráfico de continuação da concentração de biomassa no reator (mgDQO/L) como função da razão de reciclo, para um tempo de residência de 6h (0.25 dia) e $k_{bt} = 0.06$. Na simulação, variou-se o valor da razão de reciclo entre 0 e 100, embora saiba-se que em sistemas reais é praticamente impossível atingir valores superiores a 2 devido a limitações operacionais, como potência da bomba e sedimentação adequada do lodo. A concentração de biomassa no reator aumenta continuamente com o aumento da razão de reciclo até se aproximar assintoticamente de um valor máximo. Nota-se que o aumento da concentração é pequeno nas razões de reciclo muito altas. Isso se deve ao fato de que a biomassa passa muito rapidamente pelo reator biológico, não havendo tempo para a biomassa degradar as substâncias e crescer. Contudo, a variação total de biomassa no reator é muito grande com o reciclo, mostrando que essa variável pode ser usada eficientemente para enquadrar a concentração de biomassa no reator a limites operacionais rígidos.

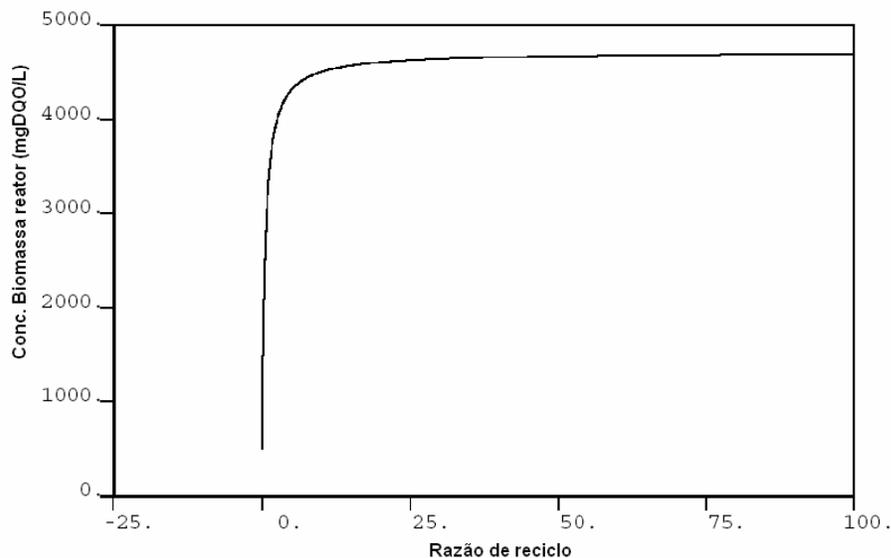


Figura IV.1.1.3: Diagrama de continuação da concentração de biomassa no reator como função da razão de reciclo, para tempo de residência = 6h e $k_{bt} = 0.06$.

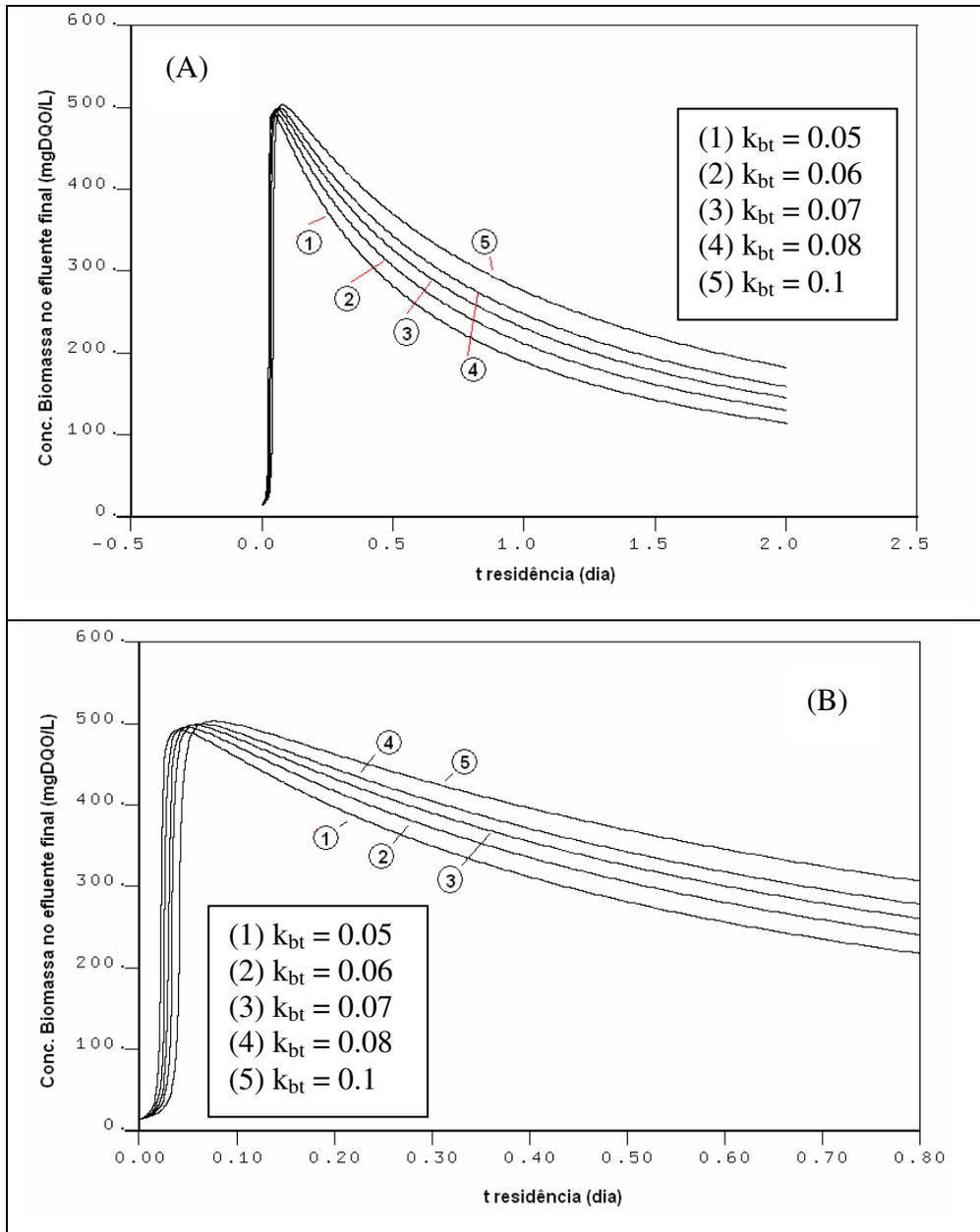


Figura IV.1.1.4 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de biomassa no efluente final como função do tempo de residência, variando-se o valor de k_{bt} , para $r = 0.7$.

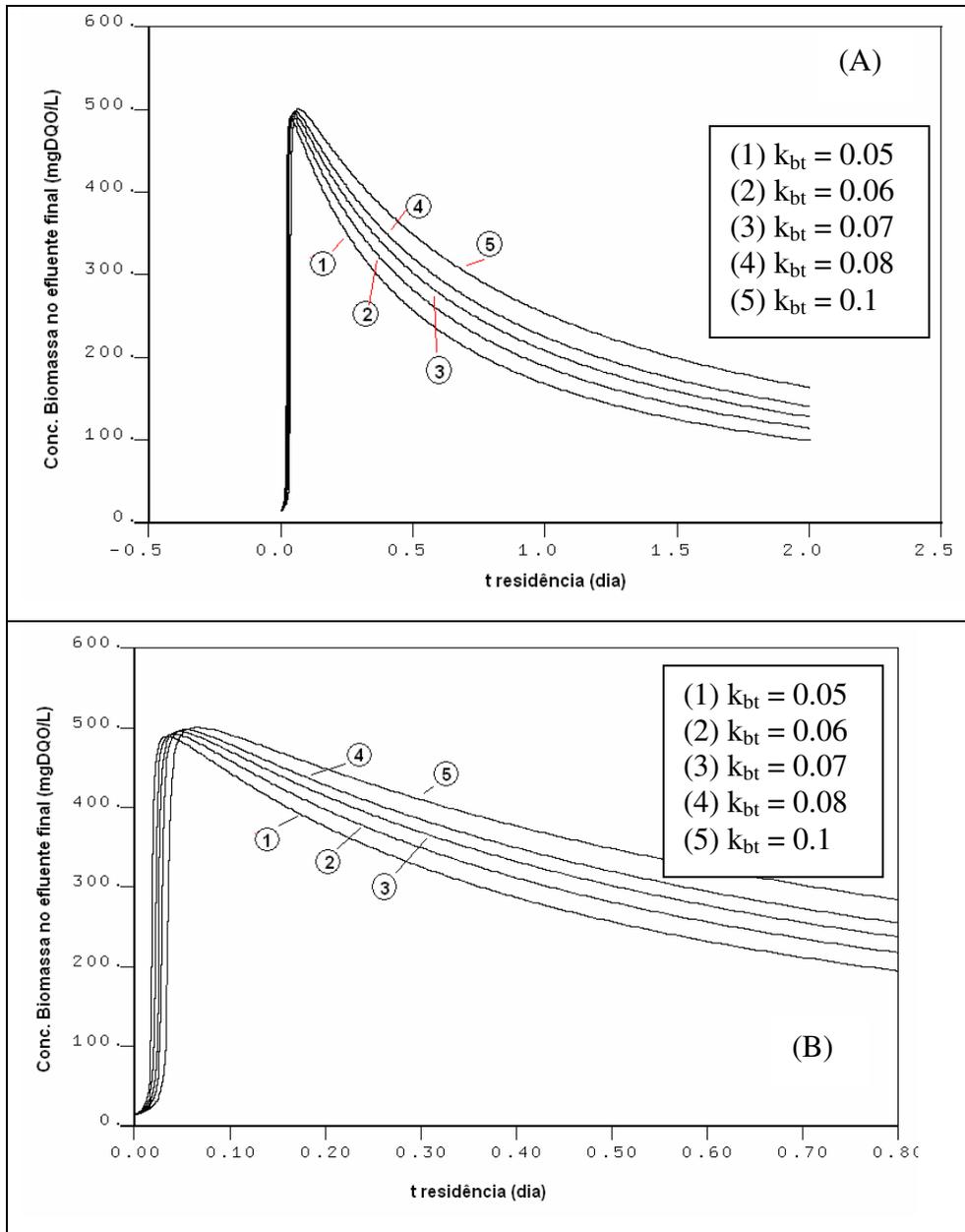


Figura IV.1.1.5 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de biomassa no efluente final como função do tempo de residência, variando-se o valor de k_{bt} , para $r = 1.0$.

O diagrama de continuação da concentração de biomassa no efluente final (mgDQO/L) do sistema como função do tempo de residência (dia), com $r=0.7$ e para $k_{bt} = 0.05; 0.06; 0.07; 0.08; 0.1$, em diferentes escalas, é apresentado na Figura IV.1.1.4 (A e B). Observa-se que o aumento do valor do fator de separação (redução da eficiência) do sedimentador leva ao aumento da concentração de biomassa no descarte final do efluente,

como já poderia ser esperado. Mais importante, verifica-se que a concentração de biomassa no efluente final pode ultrapassar as concentrações limites de DQO impostas para efluentes industriais (250 mgDQO/L, para indústria química e petroquímica). A necessidade de redução da concentração de biomassa no efluente final pode obrigar o projeto de separadores de alta eficiência e uso de altos tempos de residência, resultando em custos elevados de instalação e operação. Como discutido nos exemplos anteriores, a prática de tempos de residência elevados pode também obrigar o uso de razões de reciclo altas.

Fixando-se um valor para a concentração de biomassa no reator biológico, observa-se que a reta traçada paralelamente ao eixo X encontra as curvas (dos diagramas de continuação de concentração de biomassa no reator biológico como função do tempo de residência) em 2 pontos (Figuras IV.1.1.1 (A e B) e IV.1.1.2 (A e B)). Um ponto apresenta baixo tempo de residência e um ponto apresenta alto tempo de residência. Tomando-se o valor do alto tempo de residência e obtendo-se o valor da concentração de biomassa no efluente final, verifica-se que, quanto maior é a razão de reciclo, menor é a concentração de biomassa no efluente final. Esse efeito pode ser observado na Figura IV.1.1.5 (A e B), que representa o diagrama de continuação da concentração de biomassa no efluente final (mgDQO/L) como função do tempo de residência (dia), para $r=1.0$ e para $k_{bt} = 0.05; 0.06; 0.07; 0.08; 0.1$. Por exemplo, para $r = 0.7$ e $k_{bt} = 0.07$, fixando-se a concentração de biomassa no reator em 3000 mg DQO/L, obtêm-se dois valores de tempo de residência: 0.0348 dia e 0.136 dia. Para o tempo de residência de 0.136 dia, a concentração de biomassa no efluente final é de 465.38 mg DQO/L. Para $r = 1.0$ e $k_{bt} = 0.07$, fixando-se a concentração de biomassa no reator em 3000 mgDQO/L, obtêm-se os tempos de residência de 0.0268 dia e 0.243 dia. Para o tempo de residência de 0.243 dia, a concentração de biomassa no efluente final é de 400 mgDQO/L, valor menor que o encontrado para $r = 0.7$ (465.38 mgDQO/L). Essa variação percentual é pequena, o que mostra que a concentração de biomassa no efluente final deve ser garantida por um projeto adequado do sistema de decantação. Contudo, quanto maior a eficiência do sistema de separação, maiores os custos de instalação e operação de unidade.

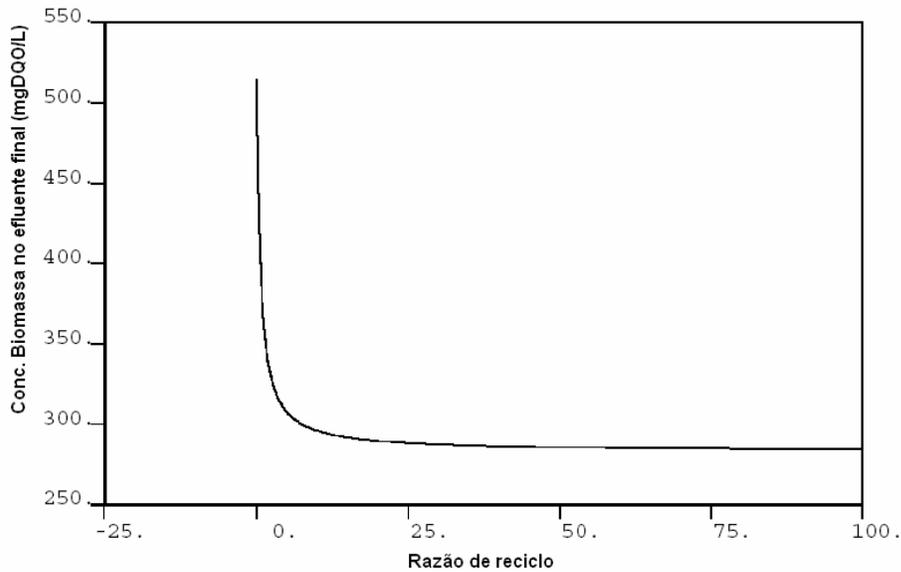


Figura IV.1.1.6: Diagrama de continuação da concentração de biomassa no efluente final como função da razão de reciclo, para tempo de residência = 6h e $k_{bt} = 0.06$.

A Figura IV.1.1.6 apresenta o diagrama de continuação da concentração de biomassa no efluente final (mgDQO/L) como função da a razão de reciclo, para o tempo de residência de 6h (0.25 dia). Observou-se que aumento da razão de reciclo pode causar uma diminuição considerável da concentração de biomassa no efluente final, quando comparada ao sistema sem reciclo. Contudo, a Figura IV.1.1.6 mostra claramente que a razão de reciclo não pode ser usada para enquadrar a concentração de biomassa no efluente final, já que um valor assintótico é atingido para valores relativamente baixos de r .

IV.1.2. DQO Total do Efluente

A Figura IV.1.2.1 (A e B) apresenta o diagrama de continuação da concentração de matéria orgânica na saída do sistema (mgDQO/L) como função do tempo de residência (dia), em diferentes escalas, para $r=0.7$ e para $k_{bt} = 0.05; 0.06; 0.07; 0.08; 0.1$. Observa-se que a variação do fator de separação (eficiência) do sedimentador na faixa estudada não parece ter influência considerável sobre a concentração de DQO no efluente. O aumento do valor de k_{bt} acarreta numa diminuição do tempo de residência necessário para atingir as concentrações limites de descarte previstas na legislação (250 mg DQO/L para o efluente

industrial e remoção de 90% da DQO inicial para o esgoto doméstico, resultando em 86.84 mg DQO/L), na faixa de tempos de residência de 0 a 0.05 dia. Em maiores tempos de residência (>0.1 dia), a concentração de matéria orgânica na saída do sistema sofre uma diminuição quase desprezível. A possível explicação para essa diminuição da concentração de matéria orgânica na saída do sistema com o aumento de k_{bt} é o maior descarte de lodo e conseqüentemente redução da concentração do produto X_p , resultante do decaimento da biomassa, que contribui para a concentração de DQO total do efluente.

As simulações mostram que o tempo de residência necessário para alcançar as concentrações de descarte é sempre muito pequeno (cerca de 0.05 dia = 1.2h), enquanto que a literatura indica que os tempos de residência na forma de operação convencional estão entre 3 e 8h. Isso pode ser explicado pelo fato dessas simulações representarem o estado estacionário, muito dificilmente alcançado em plantas reais devido a variações de composição e vazão. Considerou-se ainda que a distribuição de oxigênio era perfeitamente homogênea e que o sistema operava isotermicamente, o que também pode não ser garantido em plantas reais, que podem apresentar problemas freqüentes e choques hidráulicos, por exemplo decorrentes da captação de águas de chuvas. JORDÃO e PESSÔA (2005) afirmam que a operação de sistemas de lodo ativado com oxigênio puro leva a uma diminuição considerável do tempo de residência, sendo possível operar com até 1 h de tempo de residência. A operação com oxigênio puro leva o sistema a um comportamento mais próximo do ideal, pois os microorganismos têm uma maior concentração do aceptor de elétrons disponível no meio, agilizando a degradação dos poluentes.

É importante frizar, no entanto, que o enquadramento da DQO total do efluente não parece constituir um problema crítico, como sugere a Figura IV.2.1.1. Para características de esgoto sanitário, o tempo de residência do processo pode ser manipulado eficientemente para este fim, desde que os reatores sejam construídos com folga, para acomodar eventuais problemas de aumento súbito de carga.

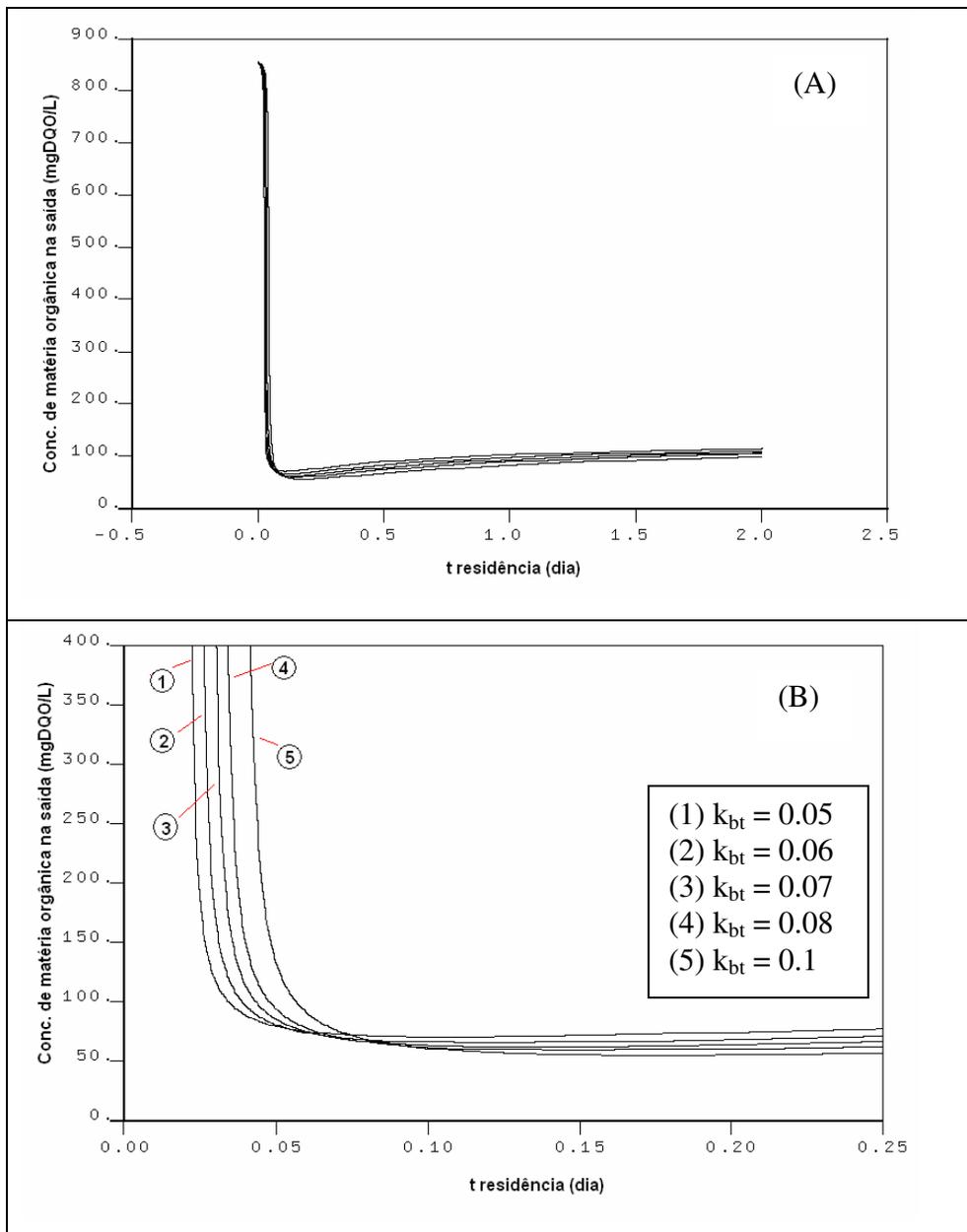


Figura IV.1.2.1 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de matéria orgânica na saída do sistema como função do tempo de residência, variando-se o valor de k_{bt} , para $r = 0.7$.

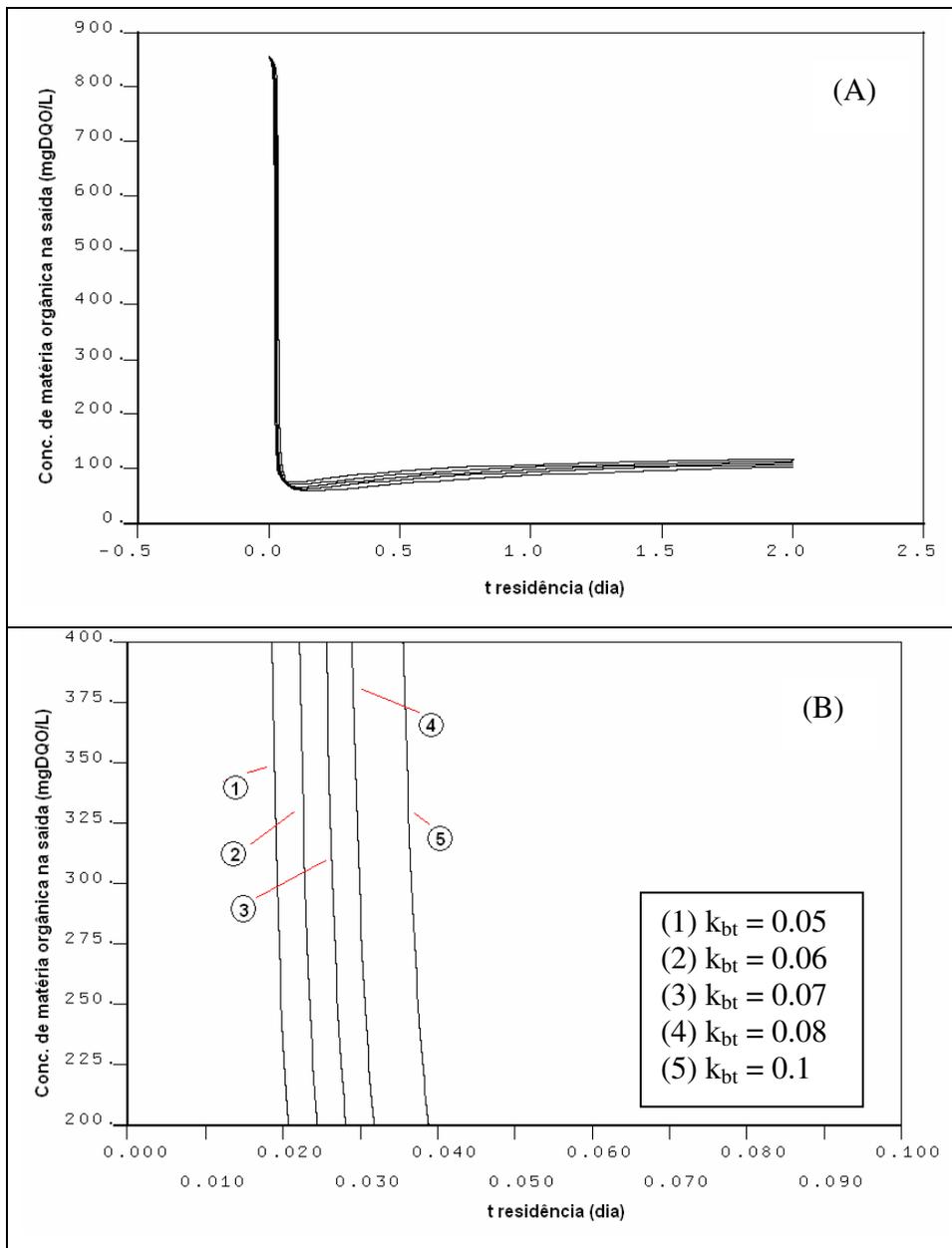


Figura IV.1.2.2 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de matéria orgânica na saída do sistema como função do tempo de residência, variando-se o valor de k_{bt} , para $r = 1.0$.

A Figura IV.1.2.2 (A e B) apresenta o diagrama de continuação da concentração de matéria orgânica na saída do sistema (mgDQO/L) como função do tempo de residência (dia), em diferentes escalas, para $r=1.0$ e para $k_{bt} = 0.05; 0.06; 0.07; 0.08; 0.1$. Nota-se que o aumento da razão de reciclo leva a uma diminuição do tempo de residência necessário para alcançar as concentrações de descarte previstas na legislação. Por exemplo, para alcançar o

limite de descarte de 250 mg DQO/L, para $r = 0.7$ e $k_{bt} = 0.07$, o tempo de residência necessário é de 0.035 dia (Figura IV.1.2.1 (A e B)), enquanto que, para $r = 1.0$ e $k_{bt} = 0.07$, o tempo de residência necessário é de 0.0269 dia (Figura IV.1.2.2 (A e B)). As mudanças, no entanto, são pequenas e pouco significativas, reforçando a discussão prévia apresentada.

A Figura IV.1.2.3 (A) apresenta o diagrama de continuação da concentração de matéria orgânica na saída do sistema (mgDQO/L) como função da razão de reciclo, para o tempo de residência de 6h (0.25 dia) e $k_{bt} = 0.06$. Observa-se que para baixas razões de reciclo (de 0 a 0.1, aproximadamente), o aumento da razão de reciclo causa uma diminuição considerável da concentração de DQO total na saída do sistema. Contudo, para maiores valores da razão de reciclo, o aumento da razão de reciclo provoca aumento da concentração de DQO na saída do sistema aproximando-se de um valor assintótico. Em baixas razões de reciclo, o aumento de r favorece a degradação dos substratos, porque causa o aumento de concentração de biomassa no reator, sem que a passagem seja excessivamente rápida, permitindo o crescimento da biomassa e o consumo dos substratos. A altas razões de reciclo, a concentração de biomassa no reator é alta. No entanto, a passagem da biomassa pelo reator é muito rápida, não sendo possível degradar os substratos da mesma forma, o que explica uma maior DQO de saída.

É interessante observar uma vez mais que o aumento indiscriminado da razão de reciclo no sistema pode não resultar em qualquer melhoria apreciável das condições de tratamento. Para todos os fins práticos, parece não haver qualquer motivo para usar razões de reciclo superiores a 2 no tratamento de cargas típicas de esgoto doméstico.

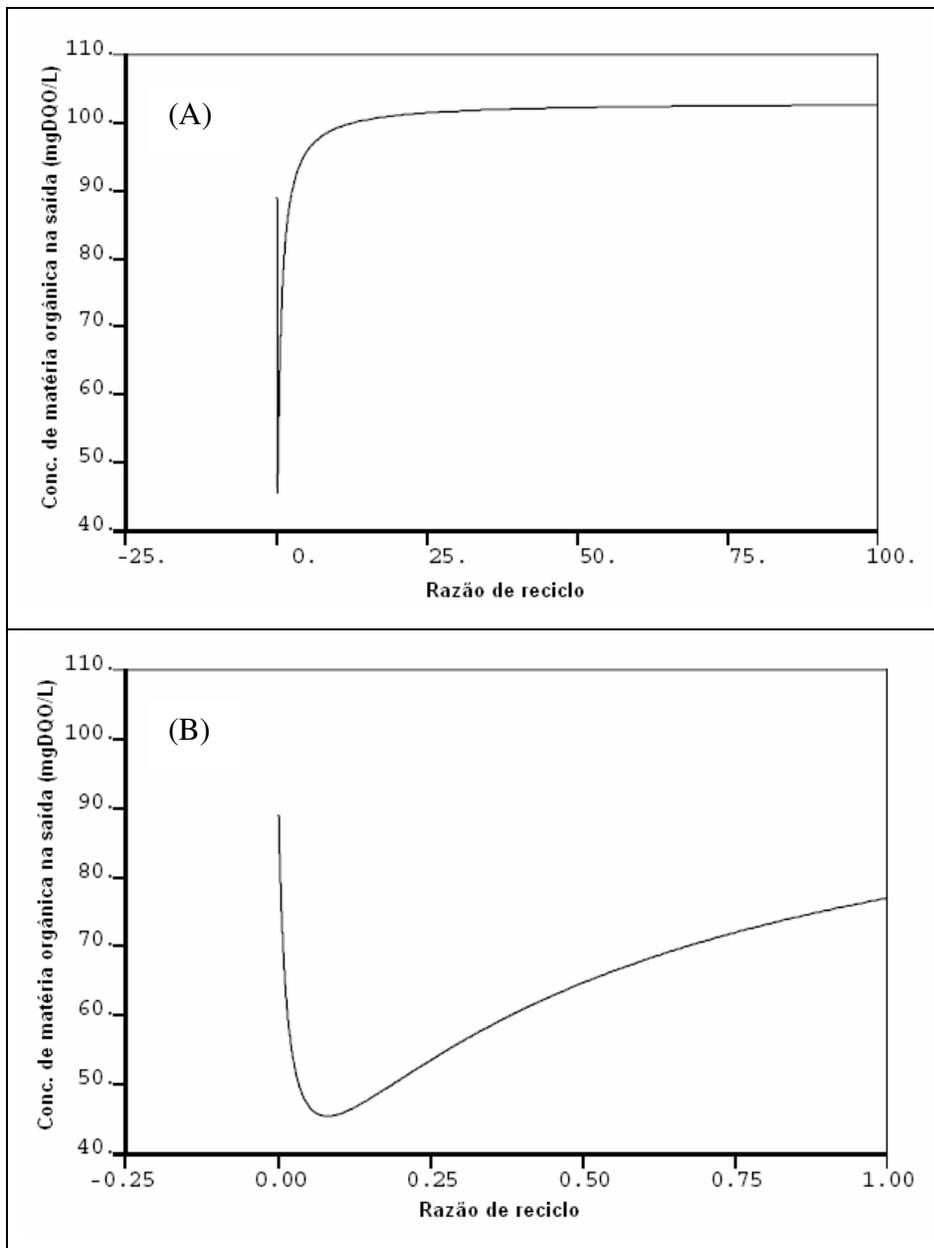


Figura IV.1.2.3 (A e B): Diagrama de continuação da concentração de matéria orgânica na saída do sistema como função da razão de reciclo, para tempo de residência = 6h e $k_{bt} = 0.06$.

IV.1.3. Ausência de Reciclo

Para caracterização mais precisa dos efeitos associados ao reciclo, foram realizadas simulações de estado estacionário sem o reciclo de lodo. A Figura IV.1.3.1 apresenta o diagrama de continuação da concentração de biomassa no reator (mgDQO/L) como função

do tempo de residência (dia), que é equivalente ao gráfico da concentração de biomassa na saída do sistema. Verifica-se que o diagrama apresenta o mesmo tipo de perfil em relação aos demais apresentados anteriormente. No entanto, os valores da concentração de biomassa são muito baixos, alcançando um valor máximo em torno de 520 mgDQO/L, que é inadequado para a sedimentação do lodo. Portanto, parece claro que o reciclo é fundamental para o enquadramento da concentração de lodo no reator.

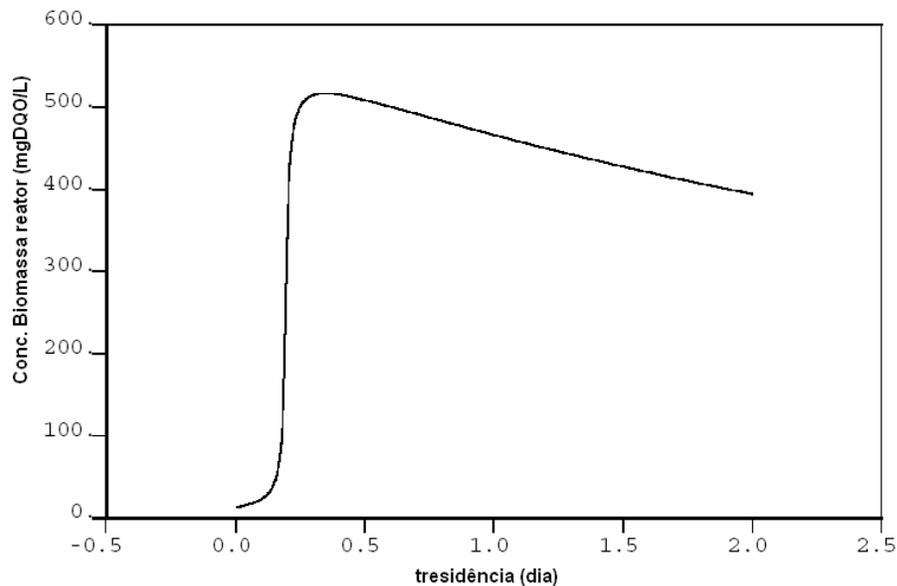


Figura IV.1.3.1: Diagrama de continuação da concentração de biomassa no reator como função do tempo de residência, na ausência de reciclo.

A concentração de matéria orgânica no efluente (na saída e no reator são equivalentes), mesmo na ausência da corrente de reciclo, alcança facilmente os limites de descarte impostos pela legislação. No entanto, ocorre um aumento considerável do tempo de residência mínimo para enquadramento do processo, que passa a ser em torno de 0.2 dia (4.8 h), como pode ser verificado na Figura IV.1.3.2. Este fato se explica pela menor concentração de biomassa presente no reator na ausência de reciclo, degradando os poluentes mais lentamente. Isso explica em parte os tempos de residência praticados em processos industriais e recomendados por certos autores. Pode-se interpretar que o aumento do tempo de residência do projeto visa a acomodar eventuais aumentos de carga e evitar incidentes resultantes de falha dos sistemas de reciclo.

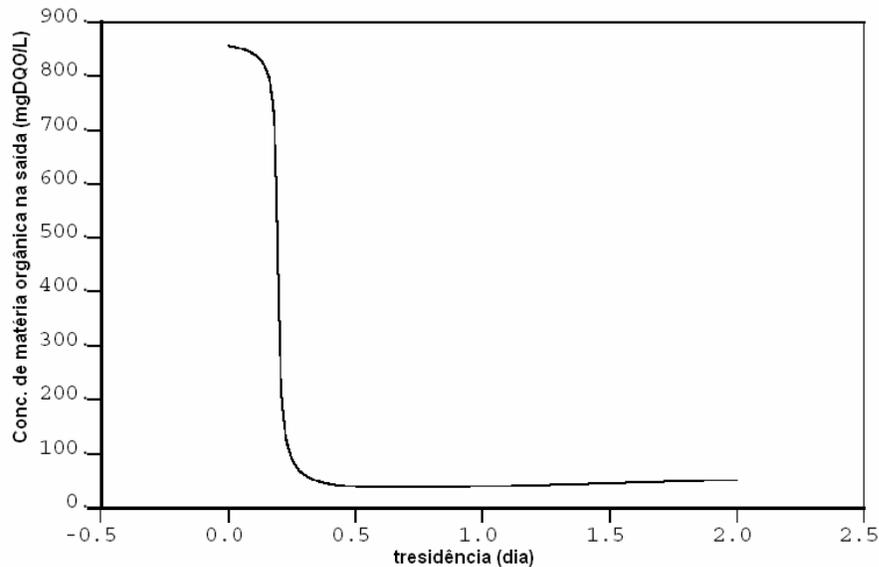


Figura IV.1.3.2: Diagrama de continuação da concentração de matéria orgânica na saída como função do tempo de residência, na ausência de reciclo.

IV.2. Parâmetros Cinéticos

Nesta seção serão apresentados e analisados os diagramas de continuação obtidos para as variáveis biomassa total, DQO total do efluente e nitrogênio amoniacal, como função da variação dos parâmetros cinéticos apresentados na Tabela III.3.1. A resposta de cada variável à variação de cada um dos parâmetros, será analisada separadamente.

IV.2.1. Biomassa Total

A Figura IV.2.1.1 apresenta o diagrama de continuação da concentração de biomassa no reator (mgDQO/L) como função do tempo de residência (dia), para os seguintes valores da taxa de decaimento de biomassa heterotrófica (dia^{-1}), b_H : 0; 0.05; 0.62; 1.0; 2.0 e 2.5. Observa-se que o parâmetro b_H apresenta uma influência considerável sobre esta variável. Fixando-se um valor de concentração de biomassa no reator, como por exemplo, 3000 mgDQO/L (limite inferior da concentração de biomassa no reator necessária para operação do sistema de lodo ativado na forma convencional), observa-se que, à medida que o valor do parâmetro aumenta, o intervalo de tempos de residência em que a

concentração é maior ou igual ao valor fixado diminui muito. Ou seja, neste caso, quanto maior o valor de b_H , menor é o intervalo de tempos de residência em que a operação do sistema de lodo ativado no regime convencional é possível. O aumento do valor de b_H também leva a uma redução considerável da concentração máxima de biomassa no reator. Esses dois efeitos têm sido ignorados na literatura. O parâmetro b_H , portanto, é extremamente importante para o correto dimensionamento e correta interpretação da operação das unidades de tratamento de efluentes.

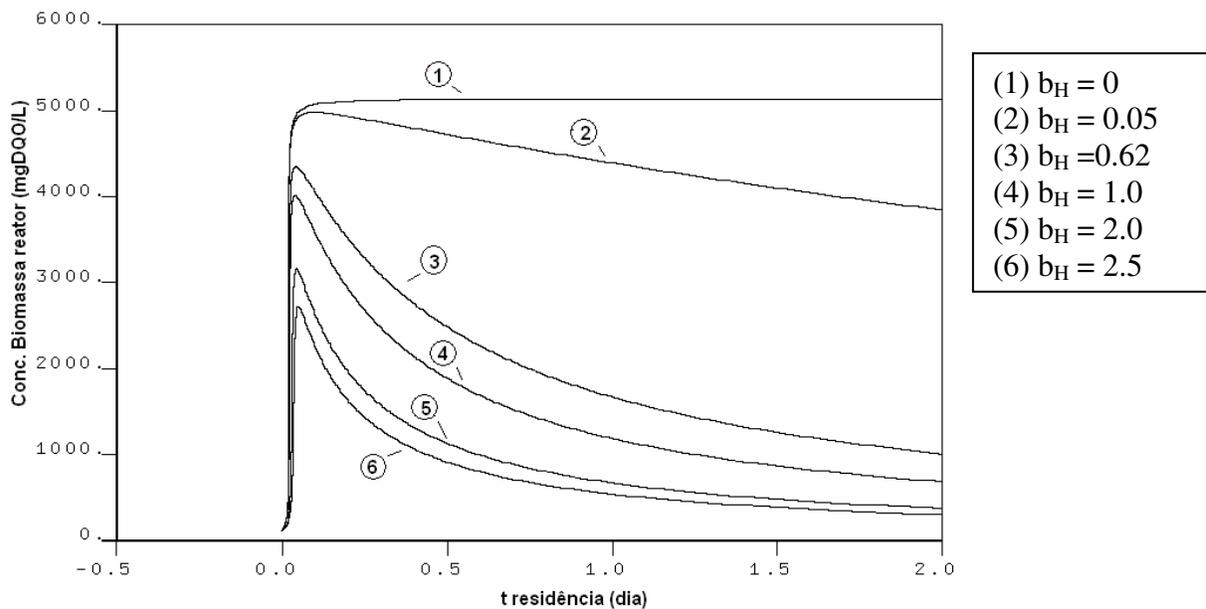


Figura IV.2.1.1: Diagrama de continuação de concentração de biomassa no reator como função do tempo de residência, variando-se o valor de b_H (dia^{-1}), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

O parâmetro μ_H , máxima taxa de crescimento específico da biomassa heterotrófica (dia^{-1}), não apresenta influência tão grande sobre a concentração de biomassa no reator, como mostra a Figura IV.2.1.2, que apresenta as curvas obtidas para $\mu_H = 1.0$; 3.0; 6.0; 15.0. Existe um efeito marcante apenas se esse valor é muito mais baixo do que usualmente reportado na literatura. O aumento deste parâmetro leva obviamente a um aumento da máxima concentração de biomassa alcançada no reator. Fixando-se um valor de concentração de biomassa no reator, verifica-se que o intervalo de tempos de residência, em que a concentração de biomassa no reator é maior ou igual ao valor fixado, aumenta juntamente com o aumento de μ_H . A pouca influência de μ_H está relacionada na prática com a grande remoção de substrato praticada em sistemas reais, de maneira que as taxas de

crescimento costumam ser comparativamente baixas nas condições usuais de operação. Isso contradiz análises anteriores baseadas exclusivamente na análise das taxas do modelo ASM1 e ASM3.

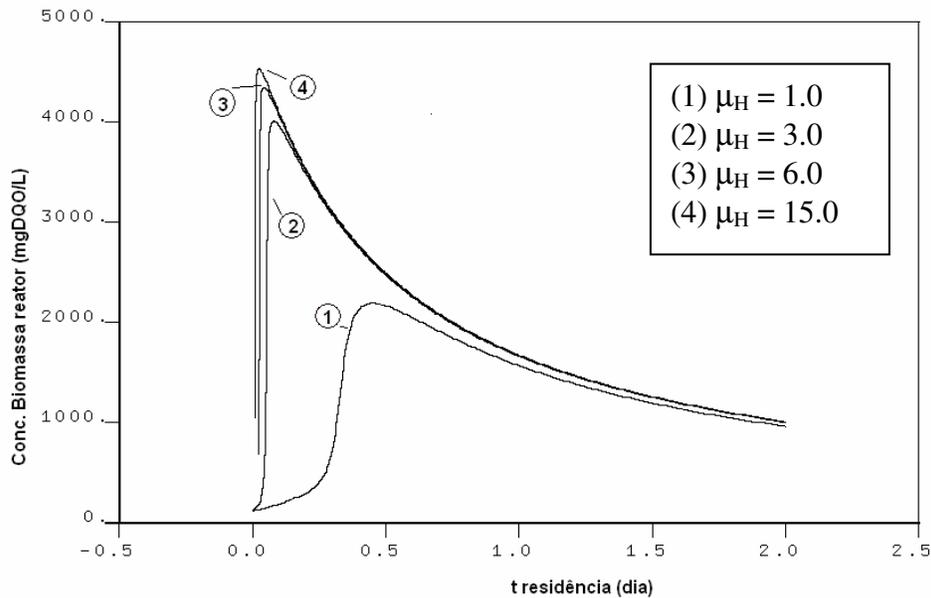


Figura IV.2.1.2: Diagrama de continuação de concentração de biomassa no reator como função do tempo de residência, variando-se o valor de μ_H (dia^{-1}), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

A Figura IV.2.1.3 apresenta as curvas obtidas para o parâmetro K_s , coeficiente de saturação para organismos heterotróficos (g DQO/m^3), nos valores: 20, 90, 180. Este parâmetro apresenta muito pouca influência sobre esta variável. O seu aumento causa uma leve diminuição da concentração máxima de biomassa alcançada no reator. Fixando-se um valor de concentração de biomassa no reator, o intervalo de tempos de residência em que a concentração de biomassa no reator é menor ou igual ao valor fixo diminui muito pouco, com o aumento de K_s . Isso provavelmente também reflete as comparativamente baixas taxas de crescimento praticadas durante a operação de sistemas reais, por causa das baixas vazões de substrato existentes, na condição estacionária desejada.

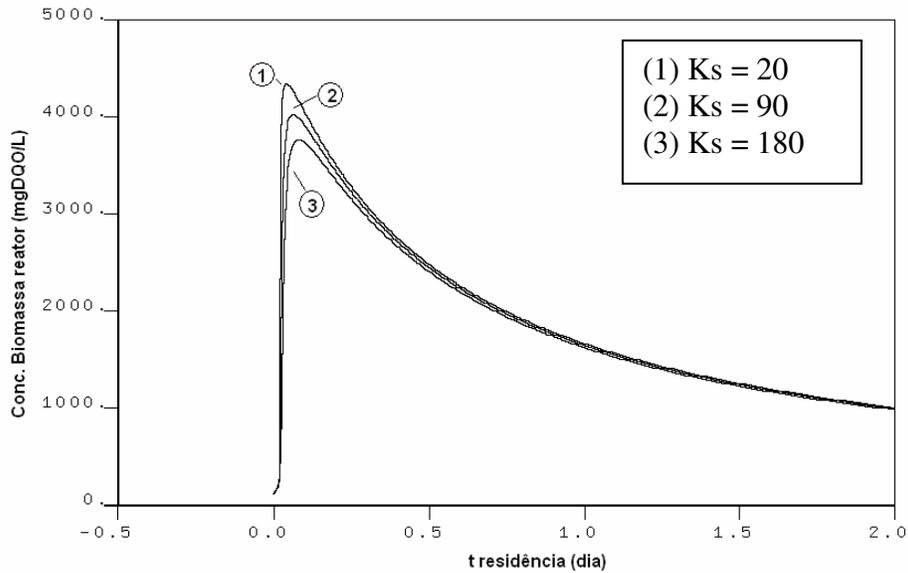


Figura IV.2.1.3: Diagrama de continuação de concentração de biomassa no reator como função do tempo de residência, variando-se o valor de K_s (g DQO/m³), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

O parâmetro K_h , máxima taxa específica de hidrólise (g DQO lentamente biodeg./g DQO cel. dia), também apresenta pequena influência sobre a concentração de biomassa no reator. A Figura IV.2.1.4 apresenta as curvas obtidas com os valores para K_h de 0.5, 0.8, 2.0, 3.0. O aumento de K_h leva a um pequeno aumento da concentração máxima de biomassa no reator biológico e do intervalo de tempos de residência em que a concentração de biomassa no reator é maior ou igual a um valor fixo definido. Isso se deve fundamentalmente ao aumento do teor de substrato solúvel, à medida que aumenta a taxa de hidrólise. No entanto, devido às baixas concentrações de substrato no meio, o efeito é pequeno.

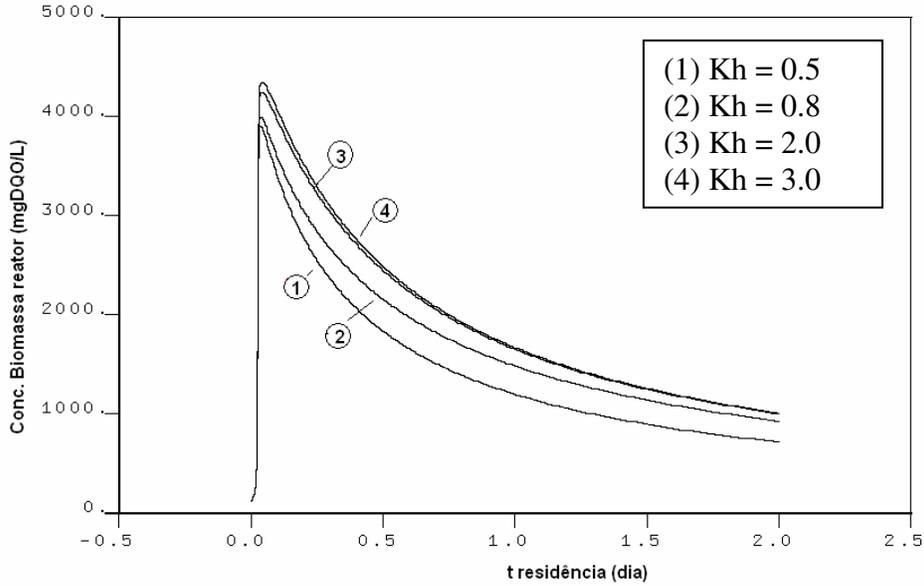


Figura IV.2.1.4: Diagrama de continuação de concentração de biomassa no reator como função do tempo de residência, variando-se o valor de K_h (g DQO lentamente biodeg./g DQO cel. dia), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

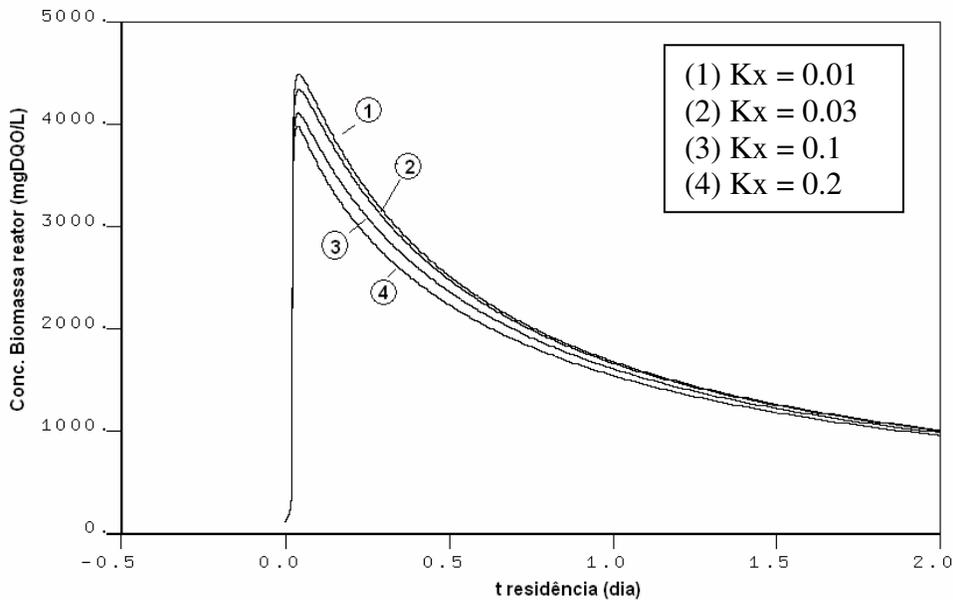


Figura IV.2.1.5: Diagrama de continuação de concentração de biomassa no reator como função do tempo de residência, variando-se o valor de K_x (g DQO lentam. biodeg./g DQO cel.), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

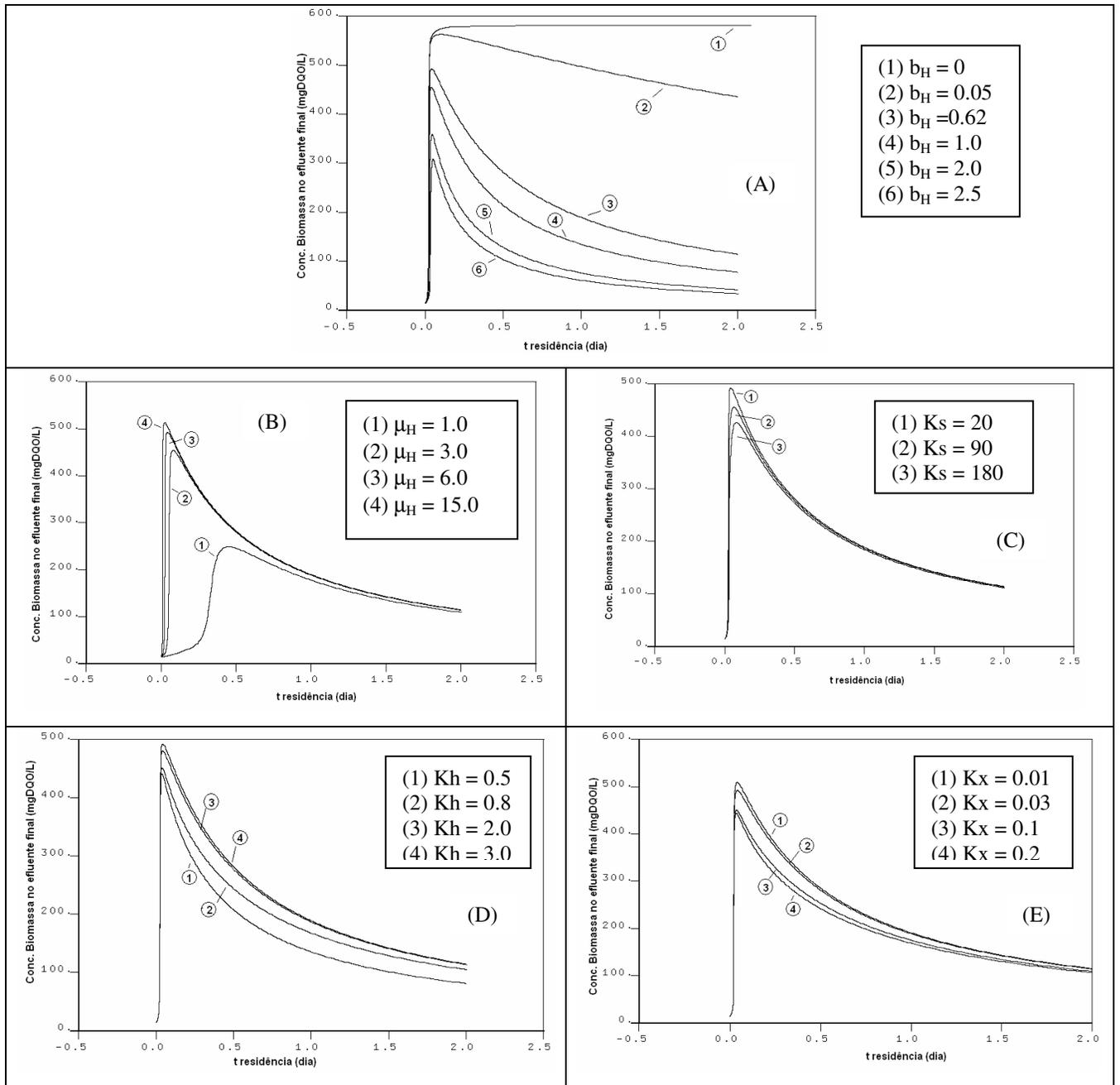


Figura IV.2.1.6 (A, B, C, D, E): Diagramas de continuação de concentração de biomassa no reator como função do tempo de residência, com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$. (A) Variando-se b_H (dia^{-1}); (B) Variando-se μ_H (dia^{-1}); (C) Variando-se K_s ($\text{g DQO}/\text{m}^3$); (D) Variando-se K_h ($\text{g DQO lentamente biodeg.}/\text{g DQO cel. dia}$); (E) Variando-se K_x ($\text{g DQO lentam. biodeg.}/\text{g DQO cel.}$).

A variação do parâmetro K_x , coeficiente de saturação para substrato lentamente biodegradável (g DQO lentam. biodeg./g DQO cel.), também apresentou pequeno efeito sobre a concentração de biomassa no reator. A Figura IV.2.1.5 apresenta as curvas obtidas para os valores de K_x de 0.01, 0.03, 0.1, 0.2. O aumento desse parâmetro causa uma pequena diminuição da concentração máxima de biomassa no reator e do intervalo de tempos de residência em que a concentração de biomassa no reator é maior ou igual a um valor fixo definido. Como nos outros casos, o efeito é pequeno por causa dos baixos valores da taxa e de concentração de substrato.

A Figura IV.2.1.6 (A, B, C, D, E) apresenta os diagramas de continuação da concentração de biomassa no efluente final (mgDQO/L) como função do tempo de residência (dia) para a variação dos parâmetros: b_H , μ_H , K_s , K_h , K_x , respectivamente. Foram observados perfis e comportamentos semelhantes aos verificados anteriormente para a concentração de biomassa no reator. Deve-se observar, no entanto, que os limites da legislação (250 mg DQO/L) são freqüentemente violados, especialmente em baixos valores de b_H . Isso mostra uma vez mais a grande importância do parâmetro b_H para fins de projeto e interpretação do comportamento do sistema.

O parâmetro de maior influência sobre a biomassa total é a taxa de decaimento heterotrófico, b_H . Verificou-se que, para que se obtenha um menor descarte, é importante que o valor deste parâmetro não seja muito pequeno. Os parâmetros μ_H , K_s , K_x e K_h apresentaram influências semelhantes e consideravelmente menores sobre a biomassa total, quando comparados a b_H . Os parâmetros b_A , K_a , μ_A , K_{NH} , K_{OH} , K_{OA} não apresentaram efeito, ou apresentaram efeito desprezível sobre a biomassa total. Os parâmetros μ_A , máxima taxa de crescimento específico da biomassa autotrófica, b_A , taxa de decaimento autotrófico, K_{NH} , coeficiente de saturação de amônia para autotróficos, que estão relacionados à biomassa autotrófica e ao processo de nitrificação, não apresentaram influência ou apresentaram influência desprezível sobre a concentração de biomassa, provavelmente porque as concentrações de entrada utilizadas (Tabela III.2.1) não favoreciam o crescimento desses microorganismos. Os parâmetros $K_{O,A}$, coeficiente de saturação de oxigênio para autotróficos e $K_{O,H}$, coeficiente de saturação de oxigênio para heterotróficos, estão presentes nas equações na forma: $S_O/(S_O+K_{O,A})$ e $S_O/(S_O+K_{O,H})$. Foi considerada a hipótese de que o tanque era perfeitamente aerado; logo, admitiu-se

implicitamente que a concentração de oxigênio dissolvido, S_O , apresentava um valor muito superior aos valores das constantes utilizados nas simulações, tendo como consequência a sua não influência sobre o sistema.

IV.2.2. DQO Total do Efluente

A Figura IV.2.2.1 (A e B) apresenta o diagrama de continuação da concentração de matéria orgânica na saída do sistema (mg DQO/L) como função do tempo de residência (dia) em diferentes escalas, para μ_H , máxima taxa de crescimento específico da biomassa heterotrófica (dia^{-1}) nos valores: 1.0; 3.0; 6.0; 15.0. Observa-se que o aumento de μ_H leva a uma diminuição do tempo de residência mínimo para alcançar as concentrações de descarte previstas na legislação (na faixa de tempos de residência: 0 a 0.08 dia, exceto para $\mu_H = 1.0$). Quanto maior o valor de μ_H , menor é a diferença encontrada entre os tempos de residência mínimos de cada curva para alcançar a concentração de descarte. Para $\mu_H = 1.0$ o tempo de residência mínimo apresentou um grande aumento, comparando-se com as demais curvas obtidas. Para tempos de residência maiores do que 0.5 dia, verifica-se que a diferença entre as concentrações obtidas é muito pequena, exceto para $\mu_H = 1.0$, em que a concentração é muito maior do que as demais. Isso mostra que a correta caracterização de μ_H é extremamente importante para o projeto do sistema de tratamento, enquadramento de DQO aos limites impostos pela legislação e interpretação dos dados de operação.

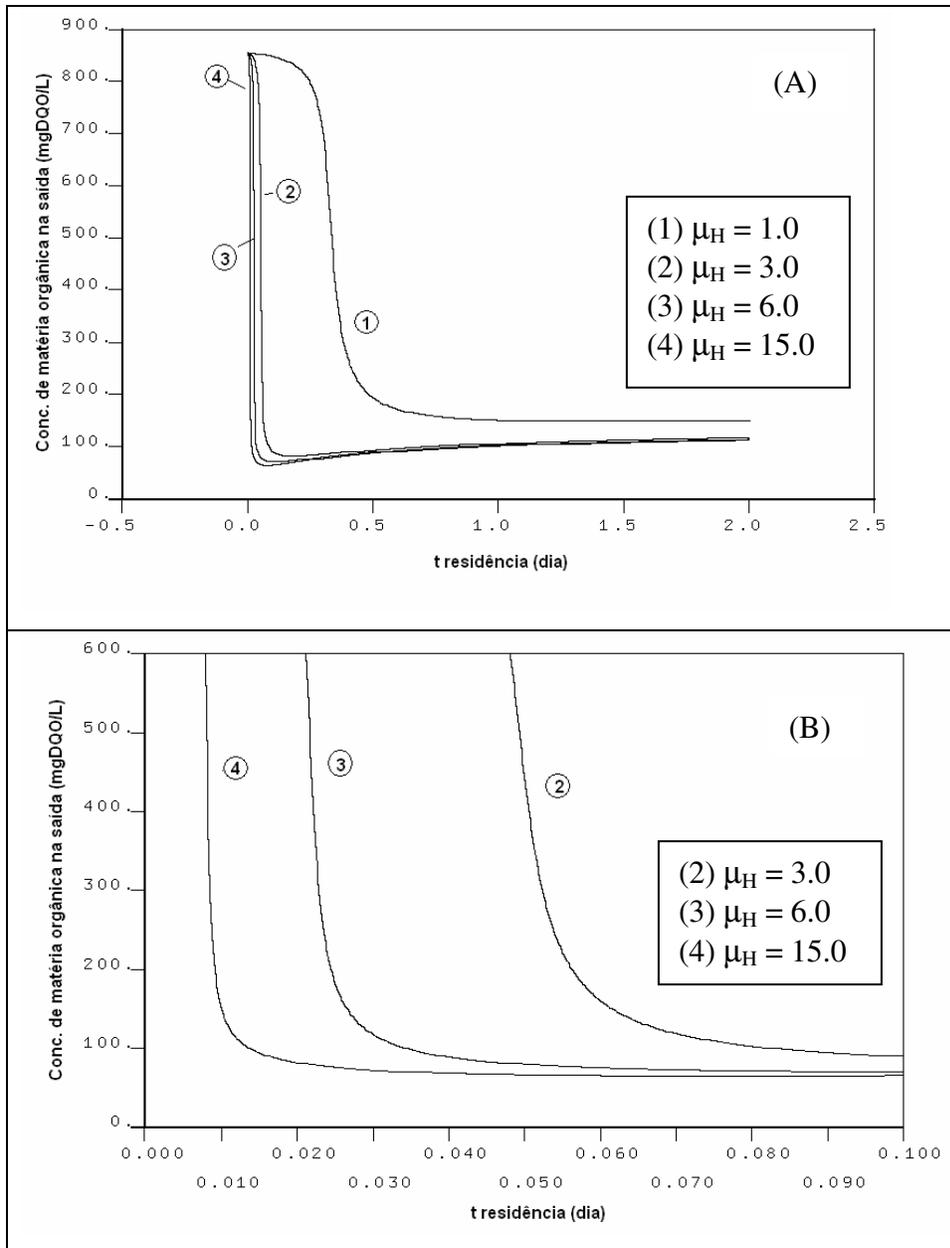


Figura IV.2.2.1 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de matéria orgânica na saída do sistema como função do tempo de residência, variando-se μ_H (dia^{-1}), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

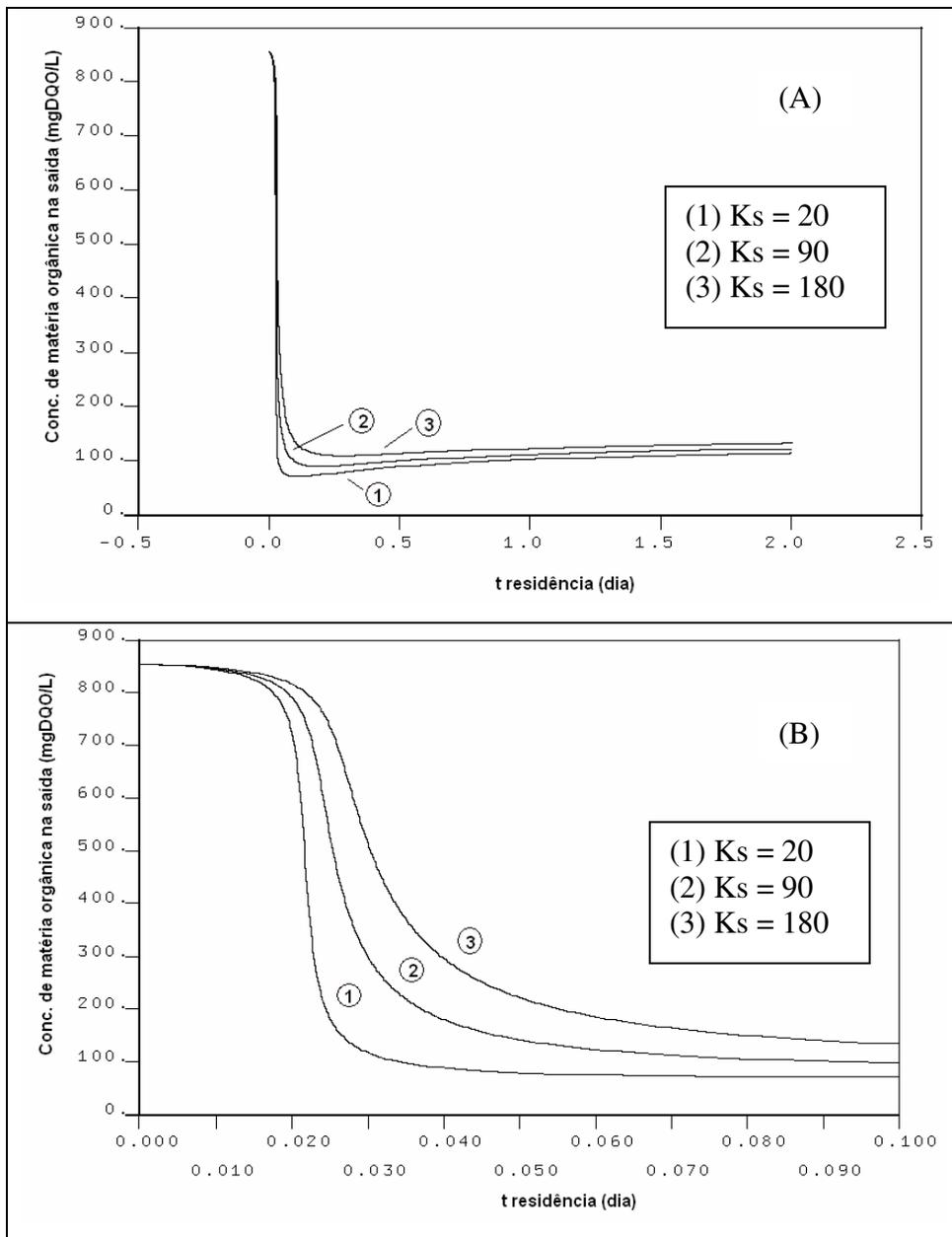


Figura IV.2.2.2 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de matéria orgânica na saída do sistema como função do tempo de residência, variando-se o valor de K_s (g DQO/m³), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

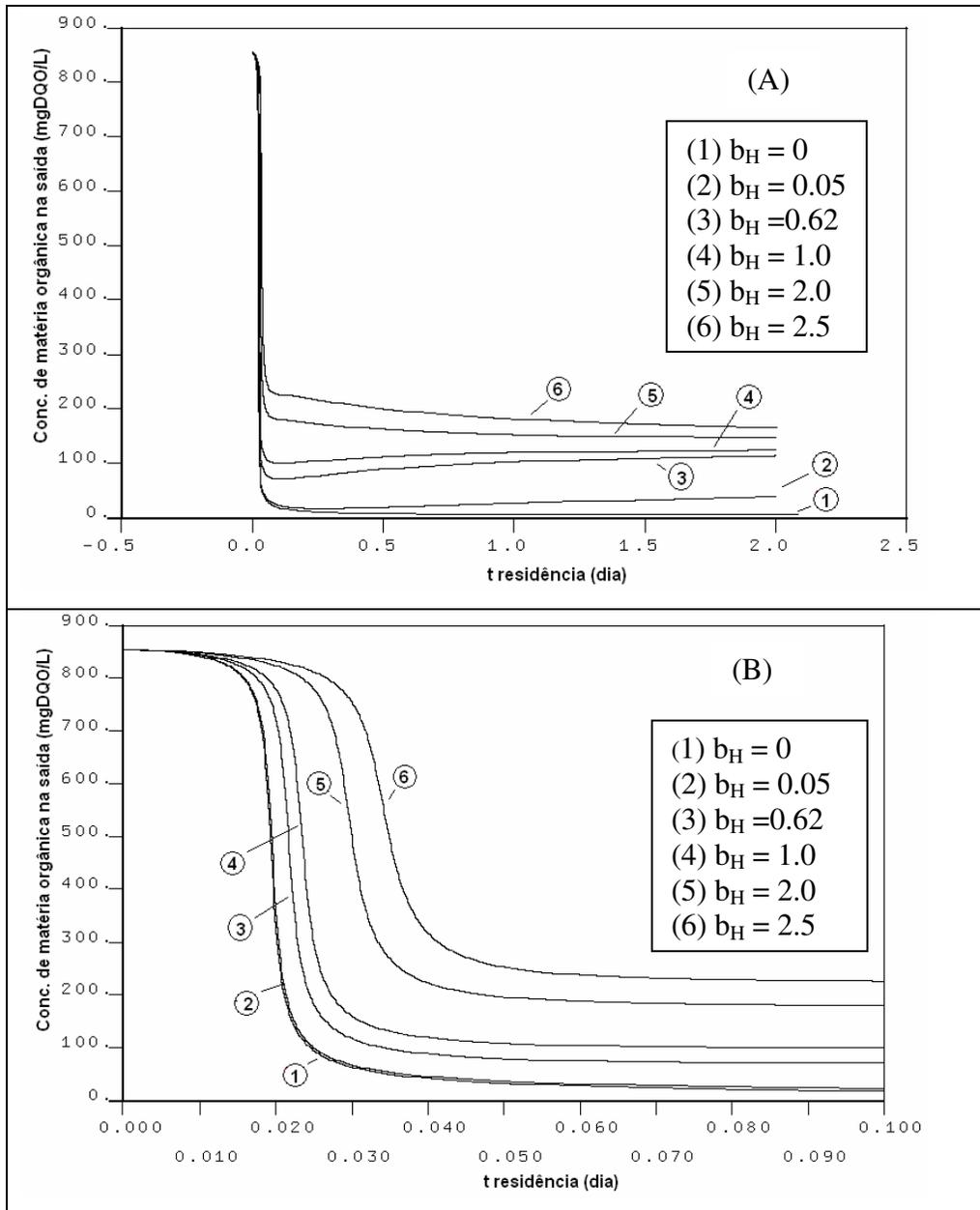


Figura IV.2.2.3 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de matéria orgânica na saída do sistema como função do tempo de residência, variando-se o valor de b_H (dia^{-1}), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

A Figura IV.2.2.2 (A e B) apresenta, em diferentes escalas, as curvas obtidas para o parâmetro K_s , coeficiente de saturação para heterotróficos ($\text{g DQO}/\text{m}^3$), nos valores 20, 90, 180. Verifica-se que o aumento do valor deste parâmetro leva ao aumento do tempo de residência mínimo necessário para alcançar as concentrações de descarte, embora esse

efeito ocorra em menor grau do que o observado com o parâmetro μ_H . Para tempos de residência maiores do que 0.5 dia, observa-se que o aumento de K_s leva ao aumento das concentrações alcançadas e percebe-se também que as diferenças entre as concentrações alcançadas são maiores do que o observado com o parâmetro μ_H . Ambos, μ_H e K_s , modulam as taxas de consumo de substrato e parece consistente o fato de influenciarem o comportamento do sistema. No entanto, admitindo-se que os tempos de residência praticados estão ao redor de 3-6h, conclui-se que a influência de K_s é pouco importante, por causa das baixas concentrações de substrato.

O efeito do parâmetro b_H , taxa de decaimento heterotrófico (dia^{-1}), é apresentado na Figura IV.2.2.3 (A e B), em que b_H assume os valores de 0; 0.05; 0.62; 1.0; 2.0 e 2.5. Observa-se que, quando b_H aumenta, o tempo de residência mínimo para alcançar as concentrações de descarte aumenta muito pouco (faixa de tempos de residência de 0.01 a 0.05 dia), quando comparado ao efeito de μ_H . Para tempos de residência maiores do que 0.5 dia, há um aumento considerável das concentrações de DQO alcançadas, comparando-se com os parâmetros analisados anteriormente. O efeito de b_H pode ser compreendido em termos de redução da concentração de biomassa, resultante do aumento do decaimento. Se b_H for muito elevado, isso pode comprometer o funcionamento apropriado do processo nos tempos de residência elevados requeridos para enquadramento da DQO aos limites de legislação.

A Figura IV.2.2.4 (A e B) apresenta, em diferentes escalas, as curvas obtidas para o parâmetro K_h , máxima taxa específica de hidrólise ($\text{g DQO lentamente biodeg./g DQO cel. dia}$) nos valores de 0.5, 0.8, 2.0, 3.0. O aumento do valor de K_h leva a um aumento desprezível do tempo de residência mínimo para alcançar as concentrações de descarte. Para tempos de residência maiores do que 0,5 dia, o aumento de K_h causa uma diminuição considerável das concentrações de DQO alcançadas. Esse efeito é mais significativo do que o obtido com o parâmetro b_H . Para $K_h = 0.5$ há uma faixa de tempos de residência em que a concentração limite de descarte é ultrapassada. Baixos valores de K_h resultam em grandes aumentos de DQO porque não permitem a degradação de parte do substrato, que escapa então na corrente de saída. A correta caracterização desse parâmetro, portanto, parece ser relevante para o projeto do sistema.

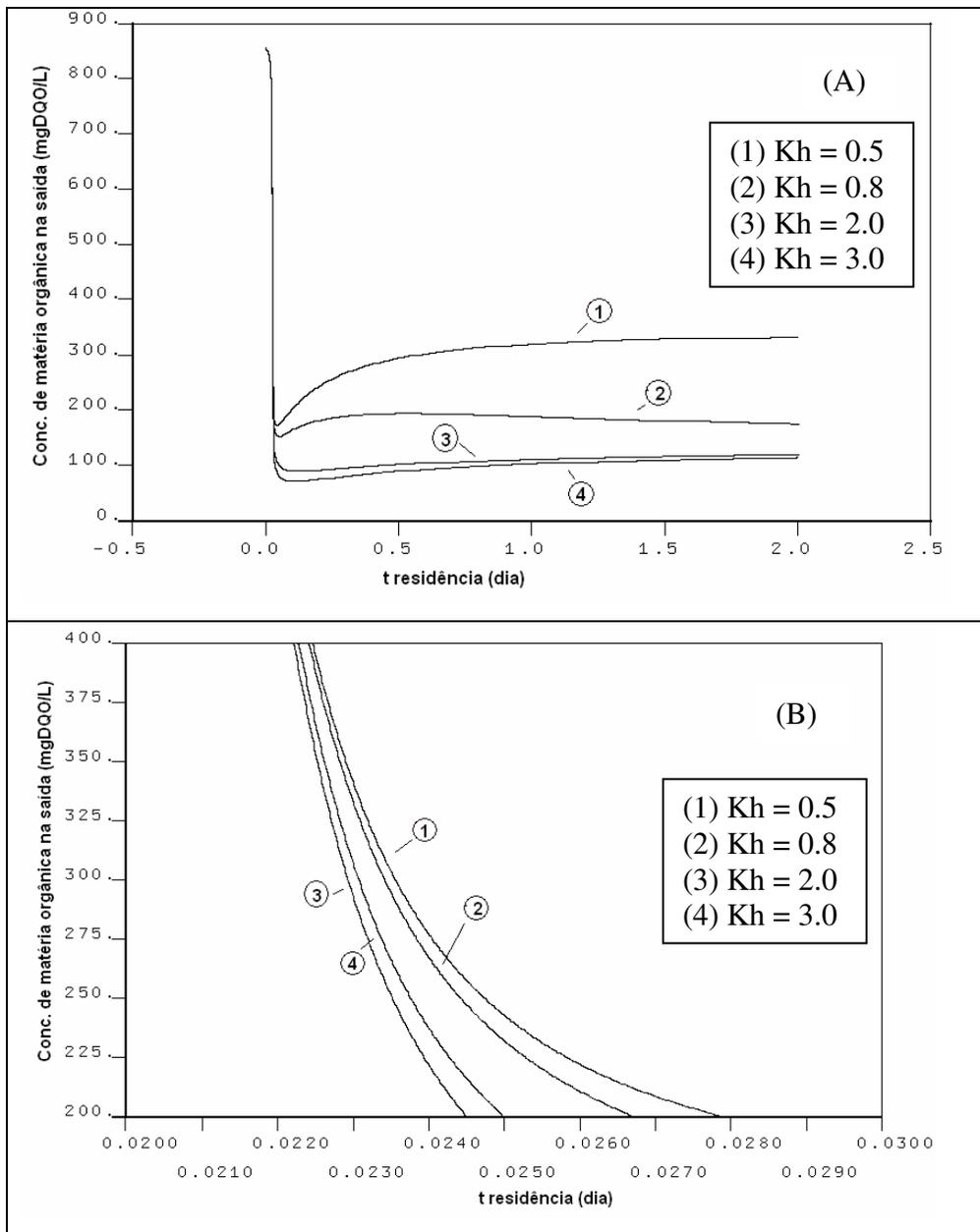


Figura IV.2.2.4 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de matéria orgânica na saída do sistema como função do tempo de residência, variando-se o valor de K_h (g DQO lentamente biodeg./g DQO cel. dia), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

O efeito do parâmetro K_x , coeficiente de saturação para substrato lentamente biodegradável (g DQO lentam. biodeg./g DQO cel.), é apresentado na Figura IV.2.2.5 (A e B), onde K_x assume os valores de 0.01, 0.03, 0.1, 0.2. O aumento deste parâmetro causa um aumento desprezível no tempo de residência mínimo para alcançar as concentrações de

descarte. Para tempos de residência maiores do que 0.5 dia, o aumento de K_x leva a uma diminuição considerável das concentrações alcançadas. No entanto, nas condições analisadas, não parece haver comprometimento da operação.

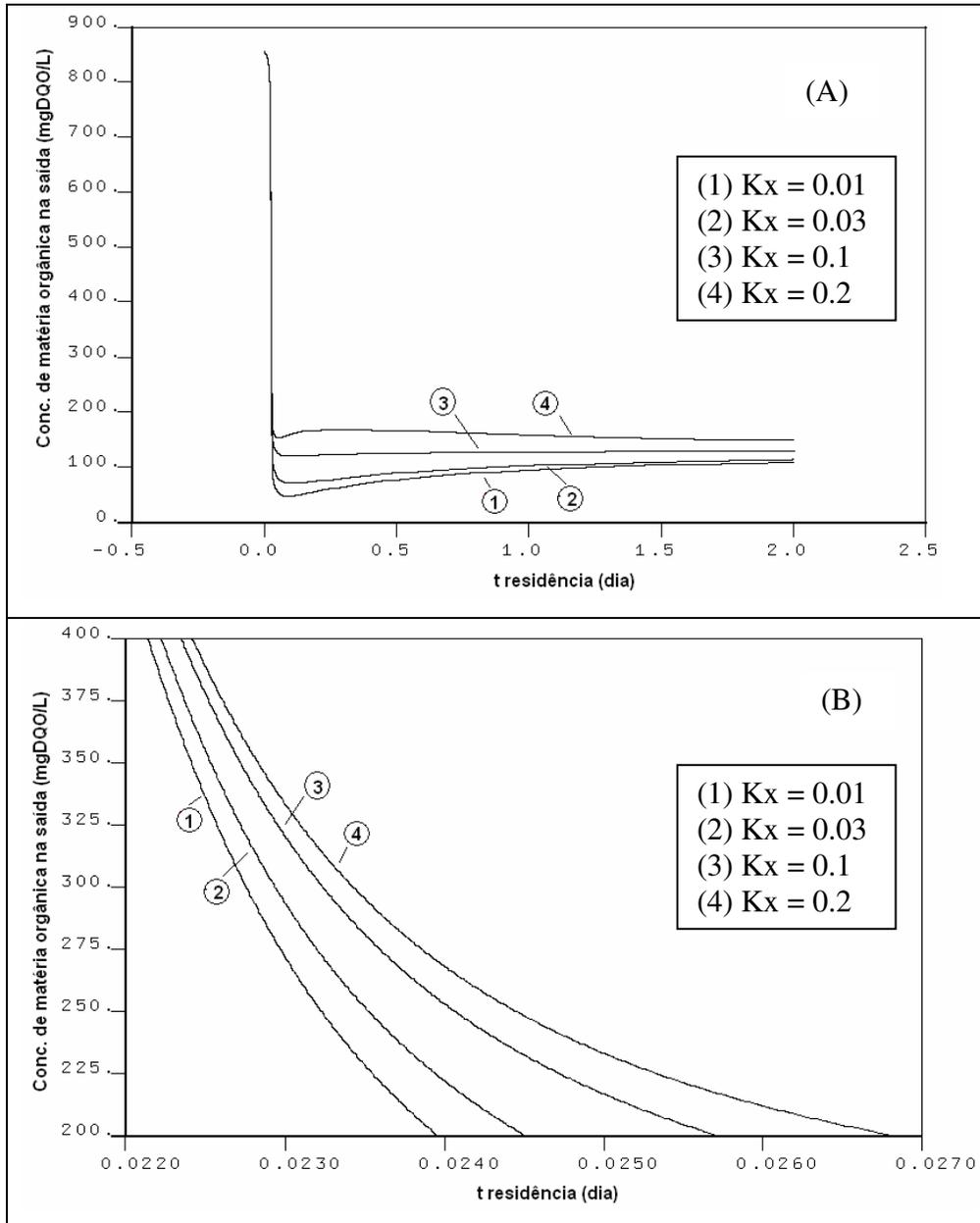


Figura IV.2.2.5 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de matéria orgânica na saída do sistema como função do tempo de residência, variando-se o valor de K_x (g DQO lentam. biodeg./g DQO cel.), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

Verificou-se que o parâmetro μ_H é de extrema importância para enquadrar a concentração de descarte nos limites da legislação. Para que isso seja conseguido facilmente, o ideal é que este parâmetro apresente valor alto (acima de $3,0 \text{ dia}^{-1}$). Os parâmetros em ordem decrescente de influência no tempo de residência mínimo para alcance das concentrações de descarte são: $\mu_H > K_s > b_H > K_h > K_x$. O parâmetro K_h se mostrou importantíssimo para a concentração de DQO no efluente final em tempos de residência grandes. Os parâmetros em ordem decrescente de influência nas concentrações alcançadas para tempos de residência maiores do 0.5 dia são: $K_h > b_H > K_x > K_s > \mu_H$. Os parâmetros $b_A, K_A, K_{NH}, K_{OH}, K_{OA}, \mu_A$, associados à biomassa autotrófica e à concentração de oxigênio, não apresentaram influência ou apresentaram influência desprezível sobre a DQO total do efluente na saída do sistema, pelos mesmos motivos que justificaram a observação de comportamento similar em relação à concentração de biomassa total.

IV.2.3. Nitrogênio Amoniacal

A Figura IV.2.3.1 (A e B) apresenta o diagrama de continuação de concentração de amônia no efluente de saída do sistema (mg N/L) como função do tempo de residência (dia) para os valores de μ_A , máxima taxa de crescimento específico da biomassa autotrófica (dia^{-1}) de 0.1; 0.2; 0.4; 0.8 e 1.0. Observa-se que o aumento de μ_A leva a uma diminuição considerável da concentração de amônia no efluente de saída do sistema. Para $\mu_A = 0.1$, a concentração máxima de descarte permitida pela legislação (20 mg N/L) foi ultrapassada. Mas em baixos tempos de residência (de 0 a 0.025 dia) a concentração de amônia alcançada diminui com o aumento do tempo de residência de forma mais suave, como pode ser verificado na Figura IV.2.3.1 (B). O comportamento do sistema pode ser interpretado em função do consumo de amônia associado ao crescimento de biomassa autotrófica, representado por μ_A .

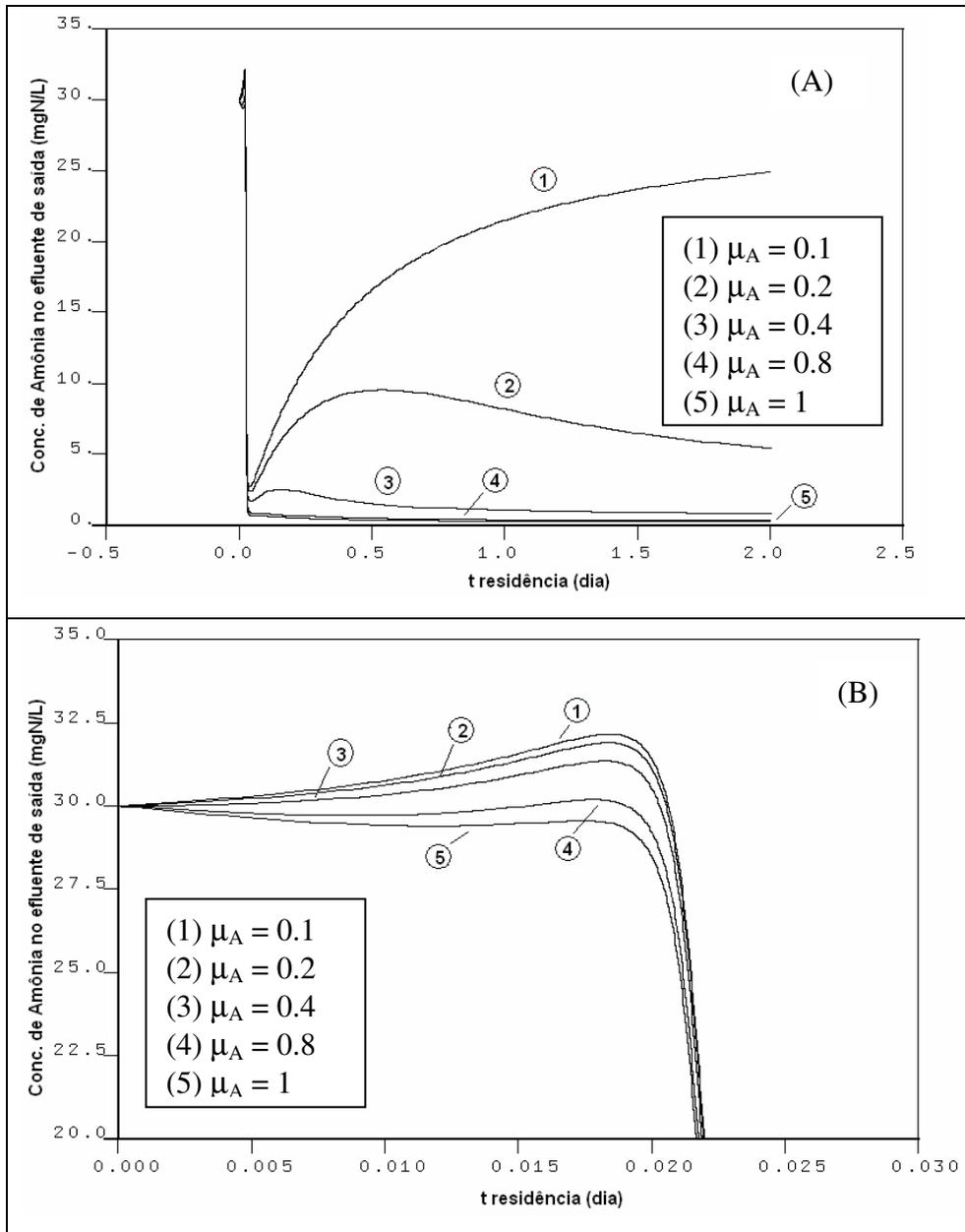


Figura IV.2.3.1 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de amônia no efluente de saída do sistema como função do tempo de residência, variando-se o valor de μ_A (dia^{-1}), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

A Figura IV.2.3.2 (A e B) apresenta o efeito do parâmetro b_A , taxa de decaimento autotrófico (dia^{-1}), onde este assume os valores de 0; 0.1; 0.2; 0.4 e 1.0. O aumento de b_A causa um aumento da concentração de amônia no efluente de saída do sistema. Do ponto de vista prático, esse efeito é pouco importante nos tempos de residência mínimos necessários

para que se alcance a concentração de descarte (20 mg N/L) e na concentração máxima de amônia alcançada (a longos tempos de residência). O aumento do decaimento causa aumento da concentração de amônia porque compromete o crescimento celular e repõe nutrientes no sistema.

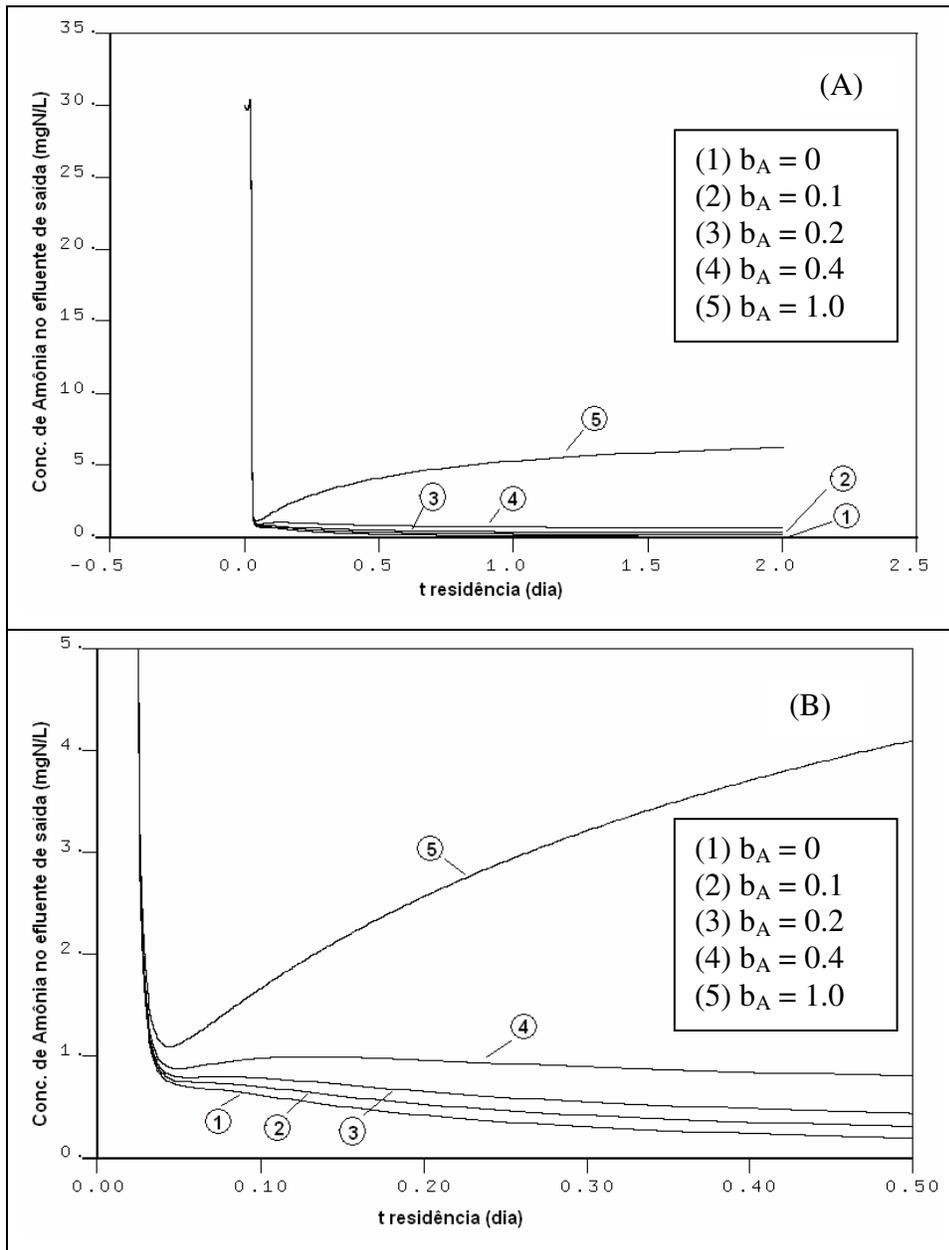


Figura IV.2.3.2 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de amônia no efluente de saída do sistema como função do tempo de residência, variando-se o valor de b_A (dia^{-1}), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

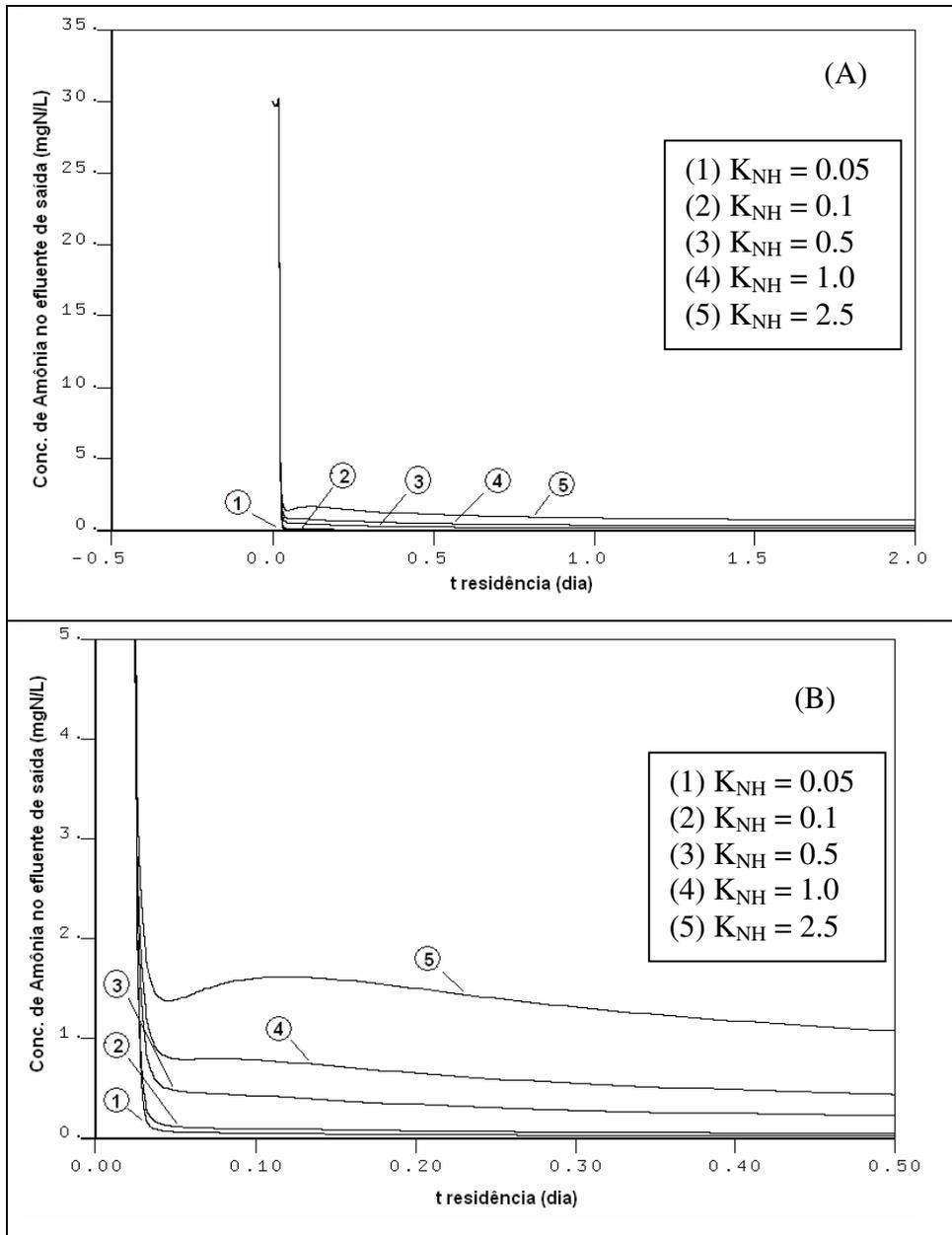


Figura IV.2.3.3 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de amônia no efluente de saída do sistema como função do tempo de residência, variando-se o valor de K_{NH} (g N/m^3), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

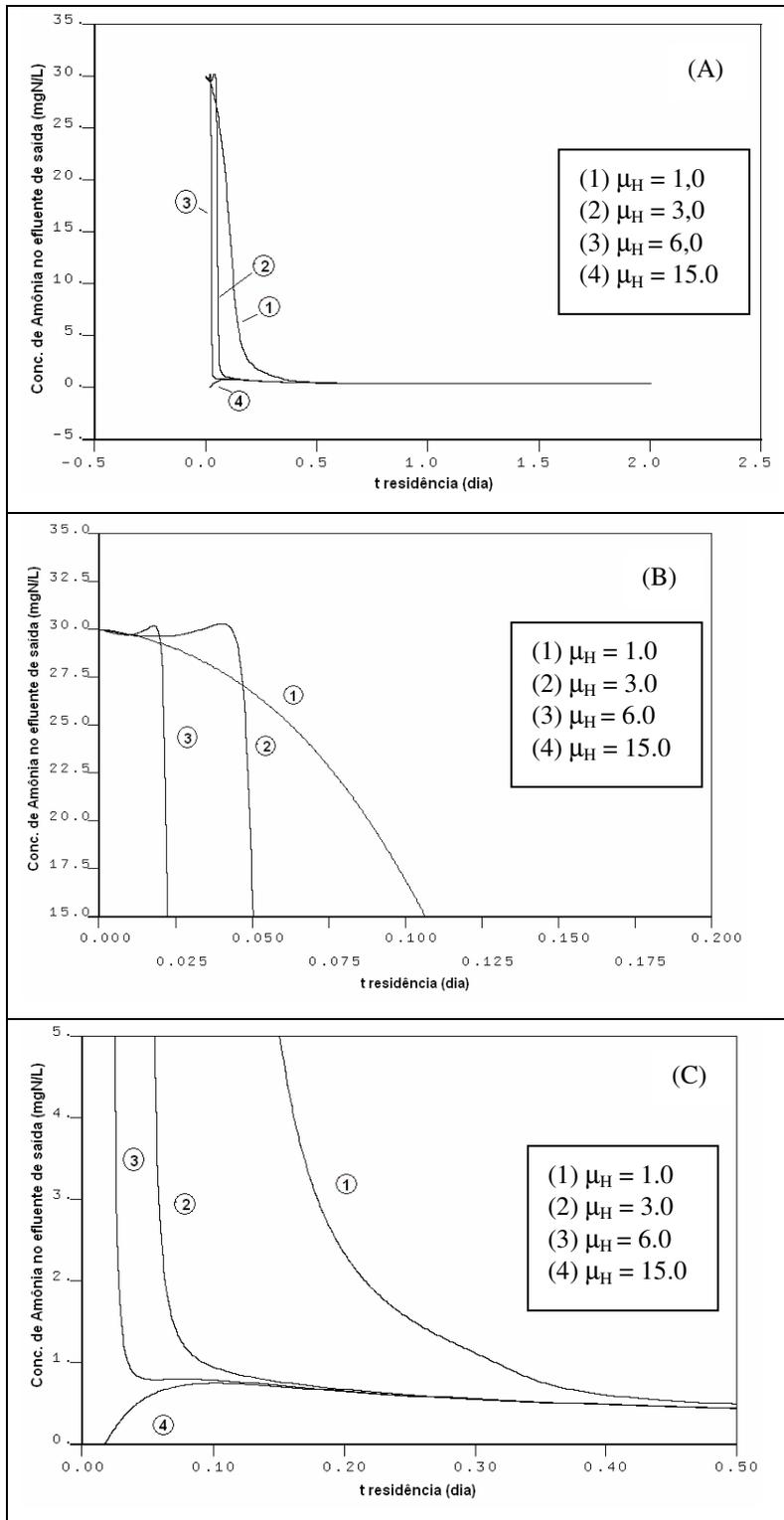


Figura IV.2.3.4 (A, B e C): Diagrama de continuação de concentração de amônia no efluente de saída do sistema como função do tempo de residência, variando-se o valor de μ_H (dia^{-1}), com $r = 1,0$; $k_{bt} = 0,06$.

O efeito do parâmetro K_{NH} , coeficiente de saturação de amônia para organismos autotróficos ($g\ N/m^3$) é apresentado na Figura IV.2.3.3 (A e B), onde K_{NH} assume os valores de 0.05; 0.1; 0.5; 1.0 e 2.5. O aumento de K_{NH} causa um aumento na concentração de amônia no efluente de saída do sistema e apresenta efeito desprezível no tempo de residência mínimo necessário para alcançar da concentração de descarte e na concentração máxima de amônia alcançada (a baixos tempos de residência). Isso ocorre porque as taxas de consumo de amônia são controladas fundamentalmente por μ_A .

O aumento do valor do parâmetro μ_H , máxima taxa de crescimento específico da biomassa heterotrófica (dia^{-1}), causa uma diminuição do tempo de residência mínimo necessário para alcançar a concentração de amônia no efluente de descarte (20 mg N/L, na faixa de tempos de residência de 0 a 0.4 dia). O efeito desse parâmetro na concentração de amônia no efluente de saída, para tempos de residência maiores do que 0.5 dia, é desprezível, como pode ser verificado na Figura IV.2.3.4 (A e C), onde μ_H assume os valores de 1.0,; 3.0; 6.0 e 15.0. Esse parâmetro também não causa muitas alterações na concentração máxima de amônia atingida (baixos tempos de residência, 0 a 0.075 dia), como pode ser observado na Figura IV.2.3.4 (B). Isso pode ser entendido como resultante das altas taxas de remoção de amônia associadas a crescimento de organismos heterotróficos e autotróficos e devido a baixa concentração de amônia na corrente de entrada do sistema.

O aumento do parâmetro K_a , taxa de amonificação ($m^3/g\ N\ dia$), causa um pequeno aumento na concentração de amônia no efluente de saída do sistema, e tem um efeito desprezível sobre o tempo de residência mínimo necessário para alcançar a concentração de descarte, como pode ser visto na Figura IV.2.3.5 (B), em que K_a apresenta os valores de 0.01; 0.04; 0.08; 0.15 e 0.25. O aumento no valor deste parâmetro causa um aumento pouco importante na concentração máxima de amônia alcançada no efluente (em baixos tempos de residência, 0 a 0.025 dia), como apresentado na Figura IV.2.3.5 (A). Como nos outros casos, isso se deve ao fato de que as concentrações de amônia são controladas fundamentalmente pelos termos de crescimento.

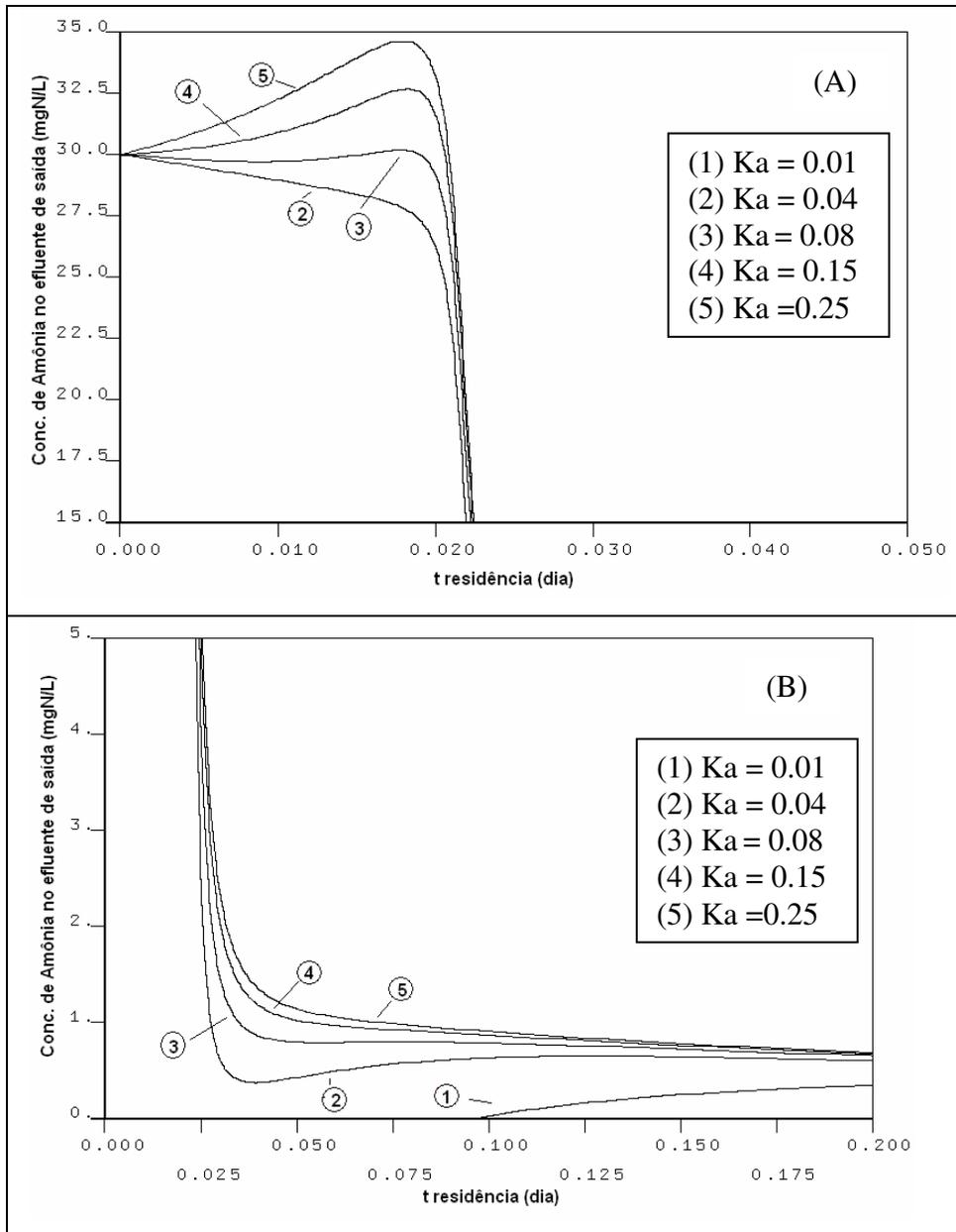


Figura IV.2.3.5 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de amônia no efluente de saída como função do tempo de residência, variando-se o valor de Ka (m^3/g N dia), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

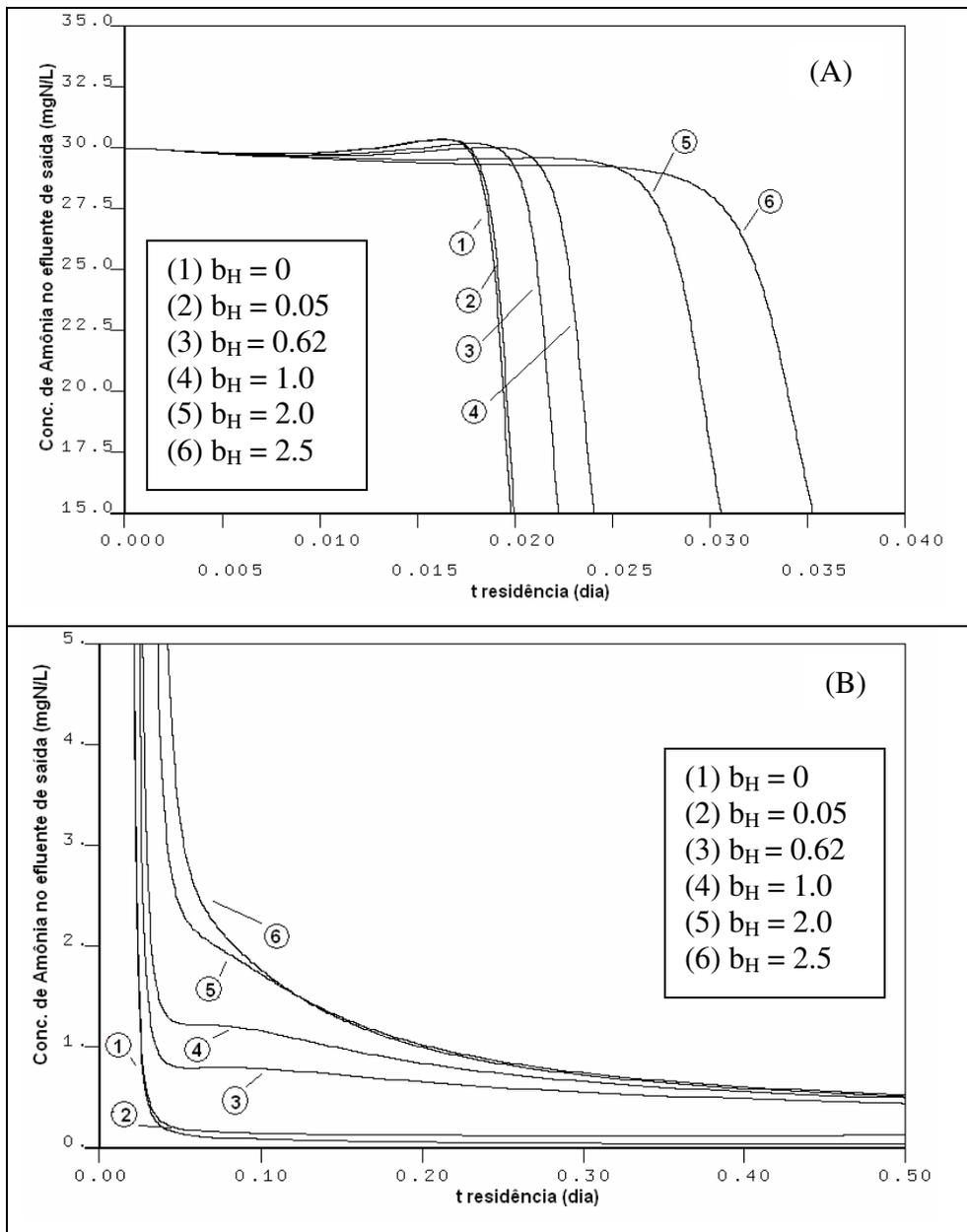


Figura IV2.3.6 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de amônia no efluente de saída como função do tempo de residência, variando-se o valor de b_H (dia^{-1}), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

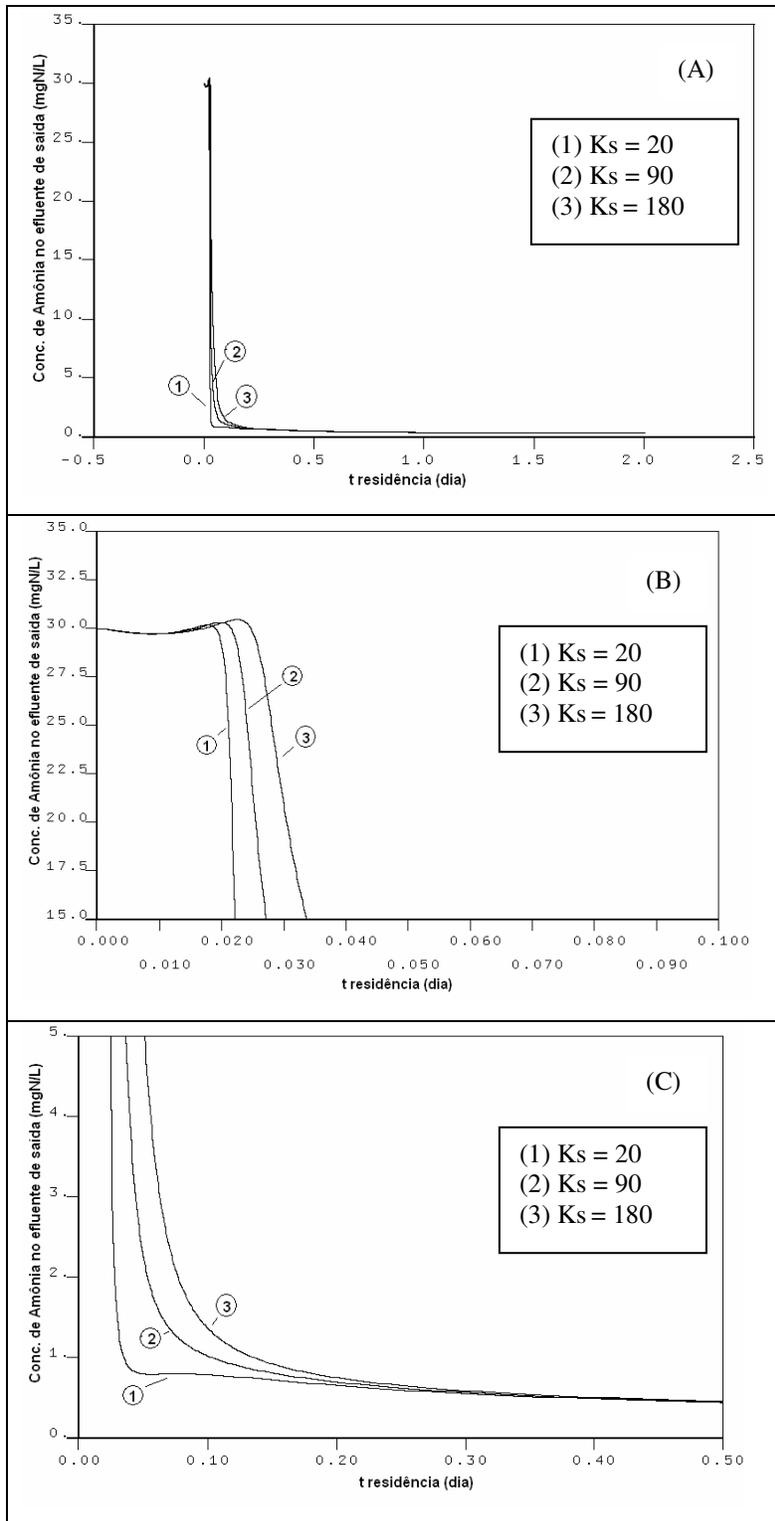


Figura IV.2.3.7 (A, B e C): Diagrama de continuação de concentração de amônia no efluente de saída como função do tempo de residência, variando-se o valor de K_s ($\text{g DQO}/\text{m}^3$), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

Como pode ser observado na Figura IV.2.3.6 (B), em que o parâmetro b_H , taxa de decaimento heterotrófico (dia^{-1}), assume os valores de 0; 0.05; 0.62; 1.0; 2.0 e 2.5, há uma pequena faixa de tempos de residência em que as diferenças de concentração de amônia são maiores. Quando o valor de b_H sofre um aumento, aumenta também a concentração de amônia no efluente de saída, assim como o tempo de residência mínimo necessário para alcançar a concentração de descarte (faixa de tempos de residência: 0 a 0.04 dia). Como já explicado, isso se deve à menor concentração de biomassa e maior produção de substratos associados ao decaimento. Esse parâmetro tem um efeito desprezível na concentração máxima de amônia alcançada (a baixos tempos de residência, 0 a 0.04 dia), como apresentado na Figura IV.2.3.6 (A).

O aumento do valor do parâmetro K_s , coeficiente de saturação para organismos heterotróficos (g DQO/m^3), causa um aumento do tempo de residência mínimo necessário para alcançar a concentração de descarte (20 mg N/L) na faixa de tempos de residência de 0 a 0.04 dia. Há uma pequena faixa de tempos de residência (até 0.2 dia) em que as diferenças entre as concentrações, alcançadas com diferentes valores de K_s , são mais amplas, como pode ser verificado na Figura IV.2.3.7 (A e C), em que K_s assume os valores: 20, 90, 180. Este parâmetro tem um efeito desprezível sobre a concentração máxima de amônia no efluente final, Figura IV.2.3.7 (B), pelas razões já apresentadas.

O aumento do valor do parâmetro K_h , máxima taxa específica de hidrólise ($\text{g DQO lentamente biodeg./g DQO cel. dia}$), resulta num aumento muito suave na concentração de amônia no efluente de saída do sistema e tem um efeito desprezível sobre a concentração máxima de amônia alcançada e no tempo de residência mínimo necessário para alcançar a concentração de descarte. Estes resultados são apresentados na Figura IV.2.3.8 (A e B), onde K_h assume os valores de 0.5; 0.8; 2.0 e 3.0. Esse comportamento deve-se ao fato de que K_h influencia muito pouco os termos de crescimento celular, responsáveis pela redução dos níveis de amônia no sistema.

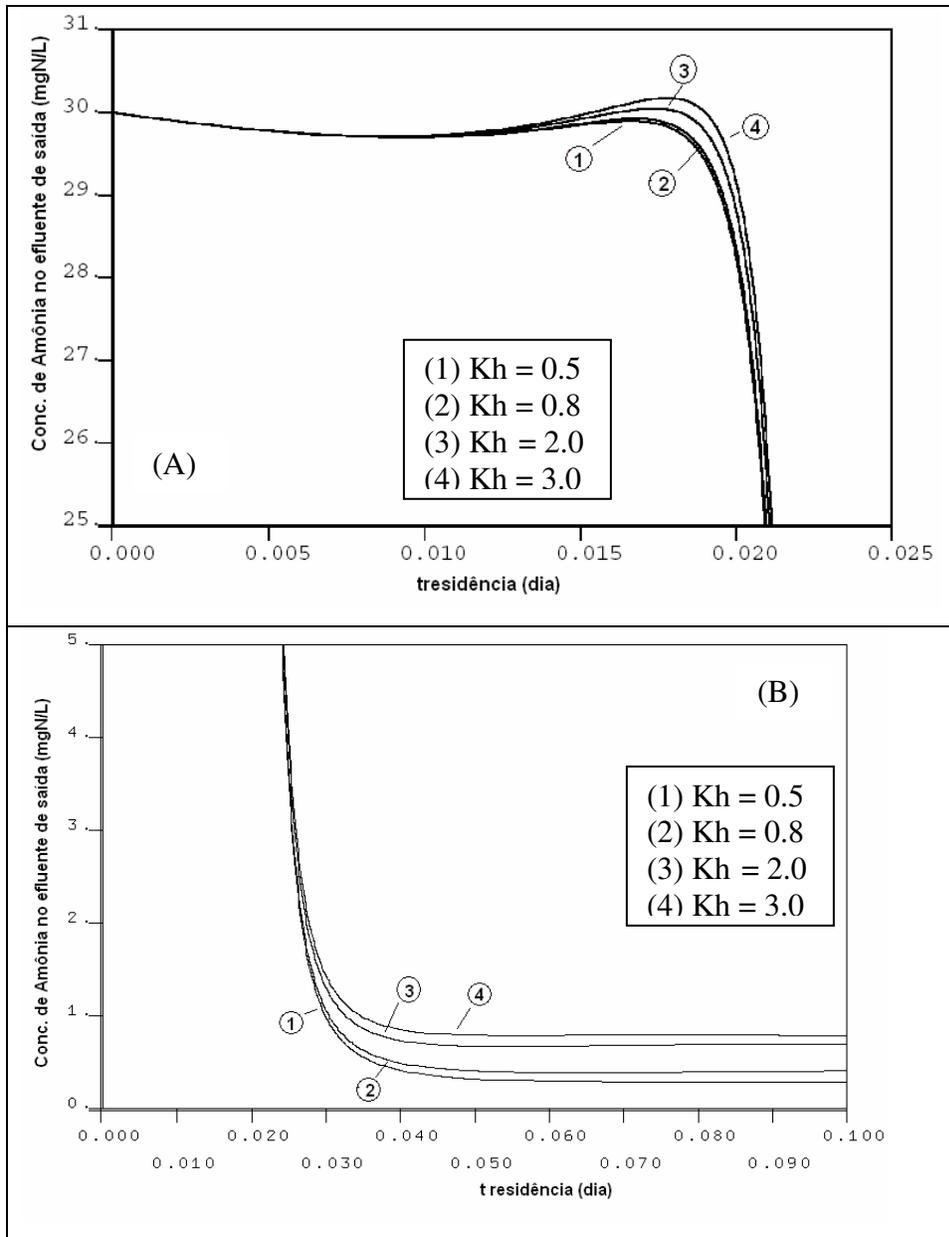


Figura IV.2.3.8 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de amônia no efluente de saída como função do tempo de residência, variando-se o valor de K_h (g DQO lentamente biodeg./g DQO cel. dia), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

Assim como no caso anterior, K_x , coeficiente de saturação para substrato lentamente biodegradável (g DQO lentam. biodeg./g DQO cel.), tem um efeito desprezível sobre o tempo de residência mínimo necessário para alcançar a concentração de amônia de descarte e na máxima concentração de amônia alcançada na saída do sistema. O aumento deste parâmetro leva a uma diminuição muito suave da concentração de amônia na saída do

sistema. Estes resultados são apresentados na Figura IV.2.3.9 (A e B), onde K_x assume os valores de 0.01; 0.03; 0.1 e 0.2.

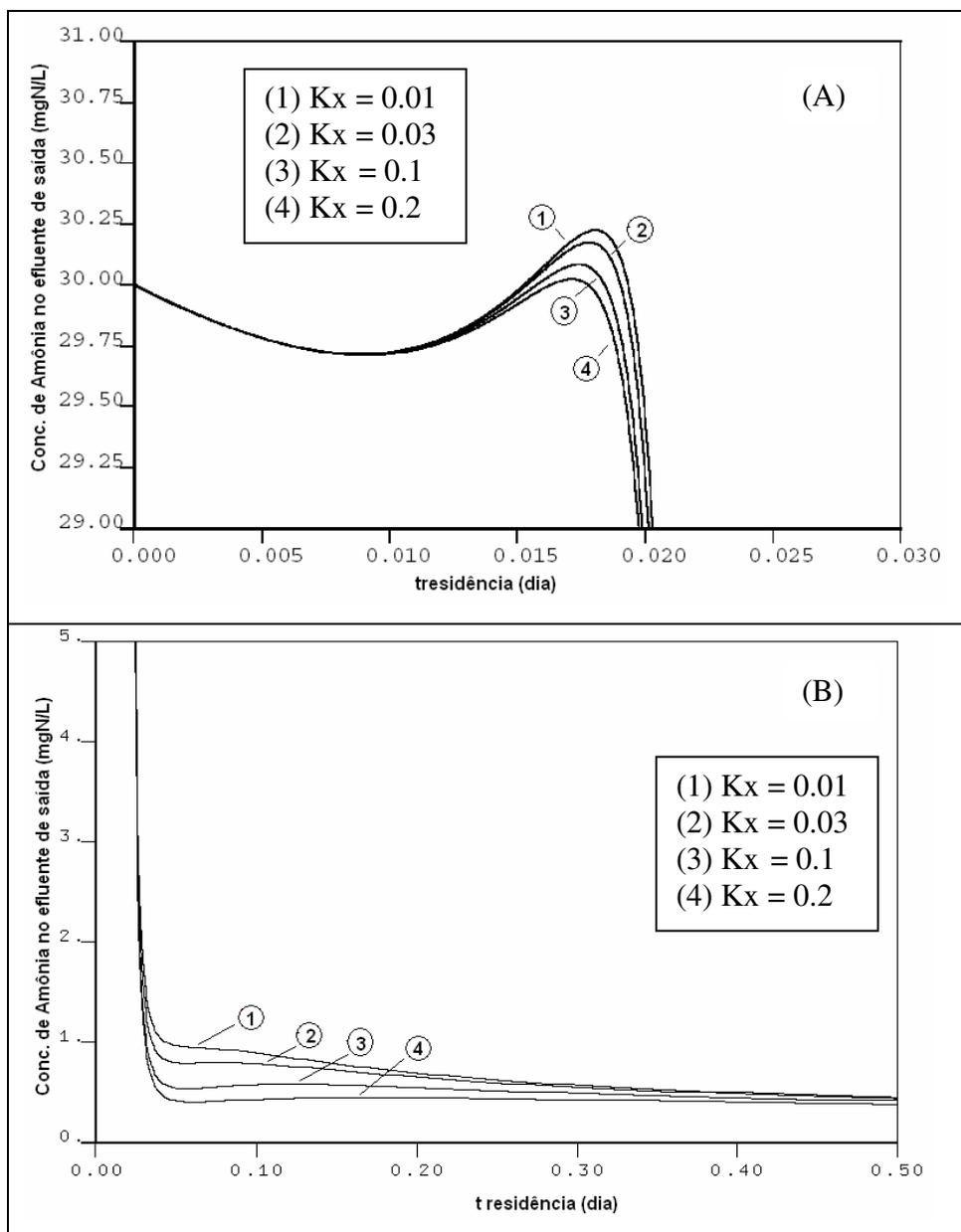


Figura IV.2.3.9 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de amônia no efluente de saída do sistema como função do tempo de residência, variando-se o valor de K_x (g DQO lentam. biodeg./g DQO cel.), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

Portanto, verificou-se que o parâmetro que apresenta efeito mais significativo sobre a concentração de amônia é μ_A , seguido por b_A e K_{NH} . Esse comportamento está associado

às grandes taxas de remoção de amônia resultantes do crescimento microbiano. O parâmetro com maior efeito no tempo de residência mínimo necessário para alcançar a concentração de descarte de amônia é μ_H . Pelas mesmas razões, o parâmetro K_A é o que apresentou maior influência na concentração máxima de amônia no efluente de saída alcançada (em baixos tempos de residência). KIM *et al.* (2006) e MAKINIA e WELLS (2000b) também verificaram grande influência do parâmetro μ_A sobre o processo. b_H e K_S apresentaram influência somente em uma pequena faixa de tempos de residência, enquanto K_h e K_X mostraram pouca influência sobre a concentração de amônia na saída do sistema. K_{OH} e K_{OA} apresentaram influência desprezível sobre a concentração de amônia na saída do sistema, já que afetam muito pouco o crescimento microbiano.

IV.3. Parâmetros Estequiométricos

Nesta seção são apresentados e analisados os diagramas de continuação obtidos para as variáveis DQO total do efluente, biomassa total e nitrogênio amoniacal, para verificação dos efeitos das variações dos parâmetros estequiométricos apresentados na Tabela III.3.2. A resposta de cada variável à variação de cada um dos parâmetros é analisada separadamente.

IV.3.1. Biomassa Total

A Figura IV.3.1.1 apresenta o diagrama de continuação de concentração de biomassa no reator (mg DQO/L) como função do tempo de residência (dia), em que o parâmetro Y_H , rendimento heterotrófico (g cel. formada DQO/g DQO oxidada), assume os valores de 0.05; 0.45 e 0.67. Observa-se que Y_H tem enorme influência sobre o comportamento do sistema, como já poderia ser esperado. Particularmente, Y_H pode exercer grande influência sobre o projeto dos reatores, por comprometer os limites ótimos operacionais quando sofre pequenas variações. A influência de Y_H é justificada pela influência nas taxas de crescimento microbiano.

A Figura IV.3.1.2 apresenta as curvas obtidas quando o parâmetro f_p , fração de biomassa que resulta em produtos particulados (adimensional) assume os valores de 0.08; 0.16 e 0.32. O efeito de f_p sobre o sistema é pouco relevante.

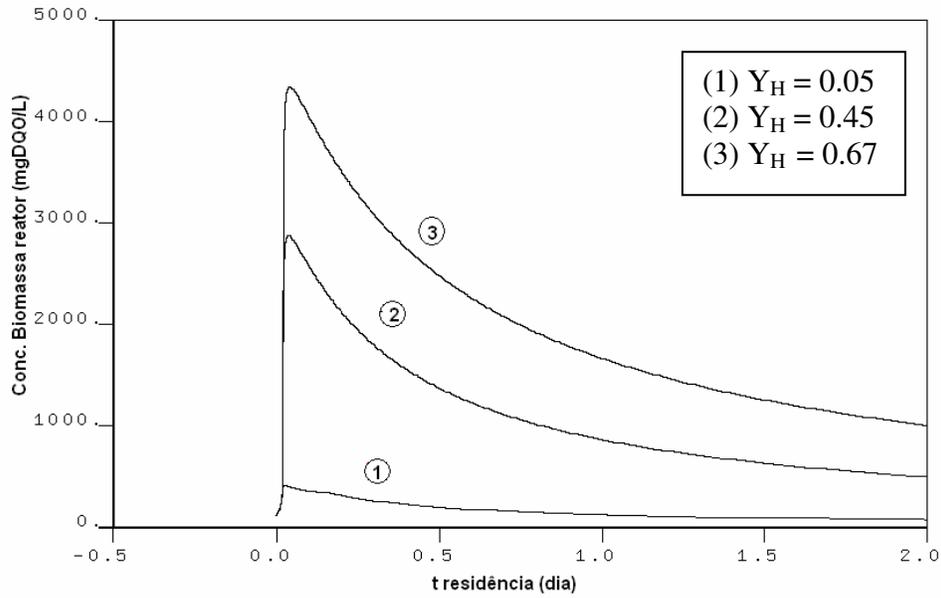


Figura IV.3.1.1: Diagrama de continuação de concentração de biomassa no reator como função do tempo de residência, variando-se o valor de Y_H (g cel. formada DQO/g DQO oxidada), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

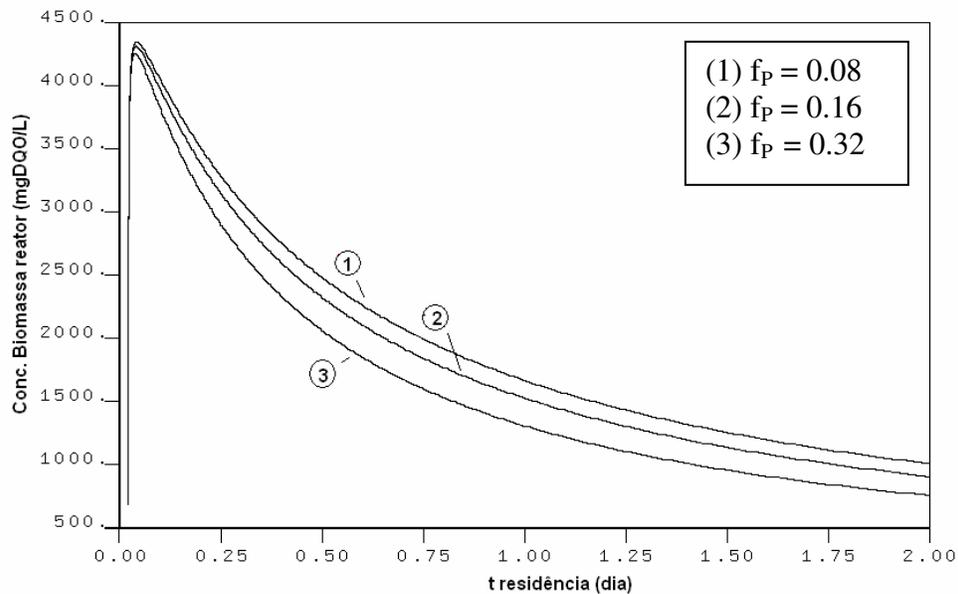


Figura IV.3.1.2: Diagrama de continuação de concentração de biomassa no reator como função do tempo de residência, variando-se os valores de f_P (adimensional), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

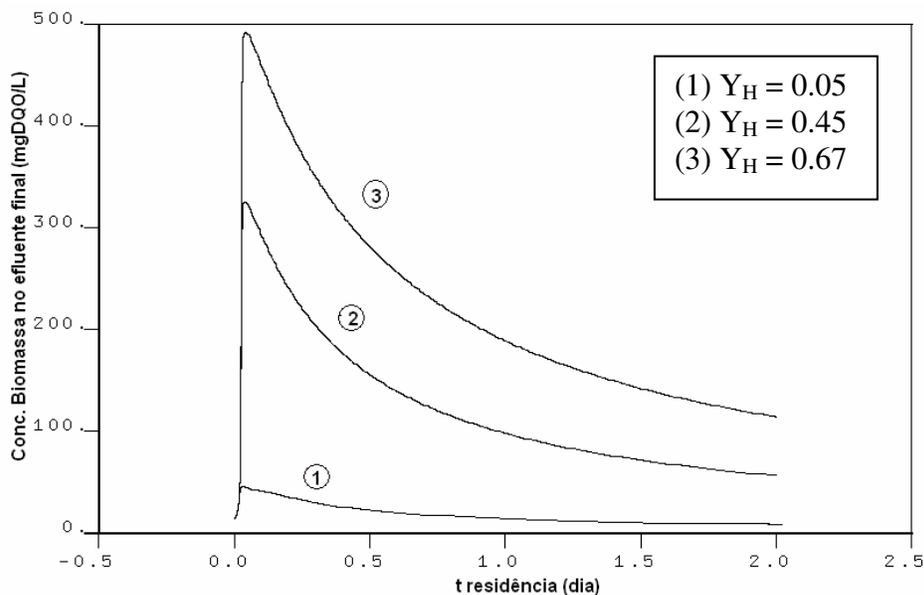


Figura IV.3.1.3: Diagrama de continuação de concentração de biomassa no efluente final *versus* tempo de residência, variando-se o valor de Y_H (g cel. formada DQO/g DQO oxidada), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

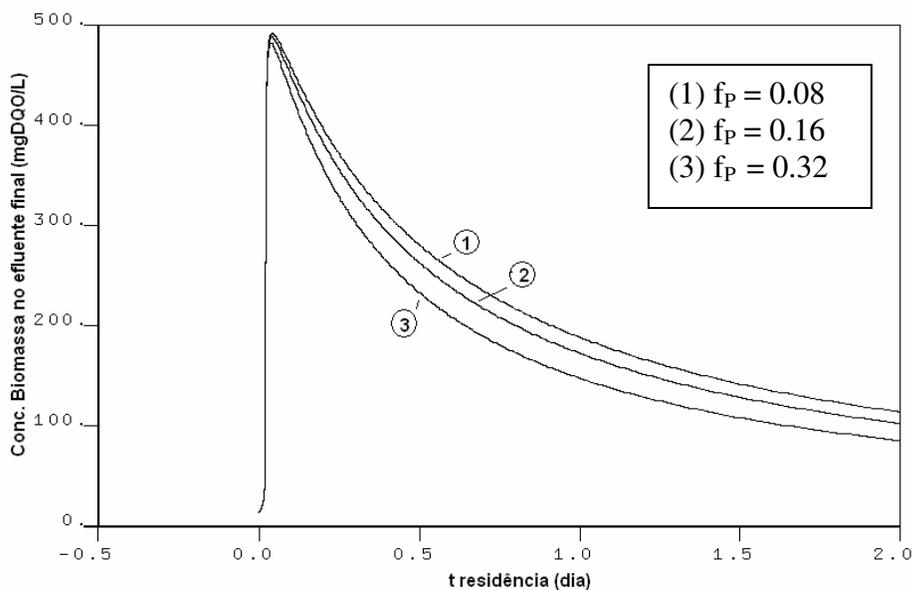


Figura IV.3.1.4: Diagrama de continuação de concentração de biomassa no efluente final como função do tempo de residência, com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

As Figuras IV.3.1.3 e IV.3.1.4 apresentam os diagramas de continuação da concentração de biomassa no efluente final (mgDQO/L) como função do tempo de

residência (dia), para a variação dos parâmetros Y_H , f_p , respectivamente. Foram observados perfis e comportamentos semelhantes aos verificados anteriormente para a concentração de biomassa no reator.

Observa-se que Y_H é o parâmetro estequiométrico que exerce a maior influência sobre a concentração de biomassa. O aumento de Y_H causa um aumento considerável da concentração de biomassa no reator. O parâmetro Y_H indica a fração de substrato que foi convertida em biomassa heterotrófica. Embora tenham utilizado técnicas muito diferentes e tenham modelado o processo de forma que a desnitrificação ocorresse, KIM *et al.* (2006) também verificaram a grande influência do parâmetro Y_H sobre as taxas. Observa-se que Y_H pode exercer grande influência sobre o projeto do sistema, afetando significativamente as faixas de tempos de residência para enquadramento de concentração de biomassa.

O aumento do valor do parâmetro f_p leva a uma diminuição da concentração de biomassa no reator. O efeito, no entanto, é pequeno. Os parâmetros Y_A , i_{XB} , e i_{XP} apresentaram influência desprezível sobre esta variável.

IV.3.2. DQO Total do Efluente

A Figura IV.3.2.1 apresenta o diagrama de continuação da concentração de matéria orgânica na saída do sistema (mg DQO/L) como função do tempo de residência (dia) em que o parâmetro Y_H , rendimento heterotrófico (g cel. formada DQO/g DQO oxidada), assume os valores de 0.05; 0.45 e 0.67. A Figura IV.3.2.2 apresenta as curvas obtidas quando o parâmetro f_p , fração de biomassa que resulta em produtos particulados inertes (adimensional), assume os valores 0.08; 0.16 e 0.32.

Observa-se que os dois parâmetros não apresentam influência muito grande sobre o tempo de residência mínimo necessário para atingir as concentrações de descarte. O aumento no valor dos dois parâmetros leva a um aumento na concentração de DQO no efluente de descarte, por causa do decaimento da biomassa. O parâmetro f_p apresenta maior efeito sobre a variável concentração de matéria orgânica no efluente de saída do sistema porque esse parâmetro define a fração da biomassa que, após o decaimento, origina produtos particulados (e, conseqüentemente, substratos lentamente biodegradáveis). Isso

remete mais uma vez à relevância da correta descrição do termo de decaimento para projeto do sistema.

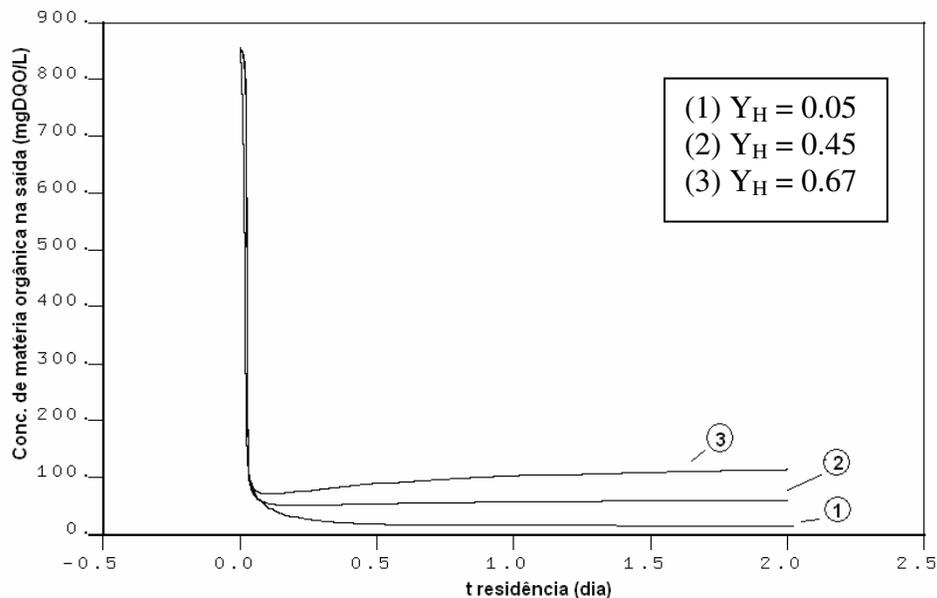


Figura IV.3.2.1: Diagrama de continuação da concentração de matéria orgânica na saída do sistema como função do tempo de residência, variando-se o valor de Y_H (g cel. formada DQO/g DQO oxidada), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

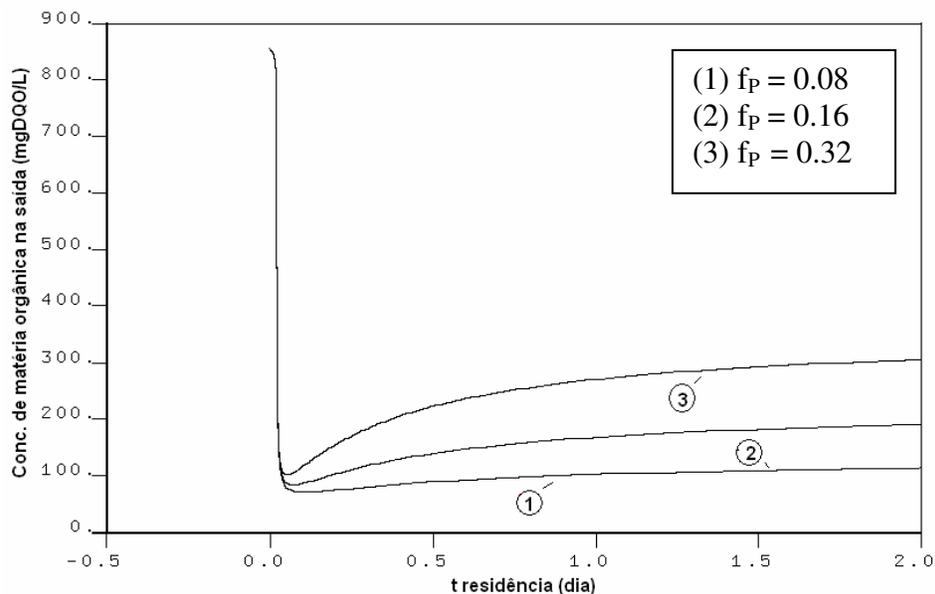


Figura IV.3.2.2: Diagrama de continuação da concentração de matéria orgânica na saída do sistema como função do tempo de residência, variando-se o valor de f_P , com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

Os parâmetros Y_A , i_{XB} , e i_{XP} apresentaram influência desprezível sobre esta variável.

IV.3.3. Nitrogênio Amoniacal

O aumento do valor do parâmetro Y_A , rendimento autotrófico (g cel formada/g N oxidado), causa um aumento da concentração de amônia no efluente de saída do sistema. Esse aumento é maior em uma pequena faixa de tempos de residência (0.05 a 0.3 dia) e tem um efeito desprezível sobre o tempo de residência mínimo para atingir a concentração de descarte (20 mg N/L), como pode ser verificado na Figura IV.3.3.1 (B), onde Y_A assume os valores de 0.01; 0.24; 0.5 e 1.0. Esse parâmetro tem um efeito desprezível sobre a concentração máxima de amônia alcançada. No entanto, o perfil verificado em baixos tempos de residência (0 a 0.01 dia) para $Y_A = 0.01$, é bem diferente dos demais, mostrando uma queda abrupta na concentração de nitrogênio amoniacal no efluente de saída do sistema com o aumento do tempo de residência.

O aumento do valor do parâmetro Y_H , rendimento heterotrófico (g cel. formada DQO/g DQO oxidada), leva ao aumento do tempo de residência mínimo para alcance da concentração de descarte (20 mg N/L), como pode ser verificado na Figura IV.3.3.2 (A), em que Y_H assume os valores: 0.05; 0.45 e 0.67. Este parâmetro tem um efeito desprezível sobre a concentração máxima de amônia alcançada (baixos tempos de residência, 0 a 0.125 dia), assim como sobre a concentração de amônia alcançada para tempos de residência maiores do que 0.3 dia. Esse efeito pode ser observado na Figura IV.3.3.2 (B). Vê-se que o baixo rendimento em células pode comprometer o enquadramento de amônia aos limites estabelecidos por lei, por causa do consumo de nitrogênio associado ao crescimento celular.

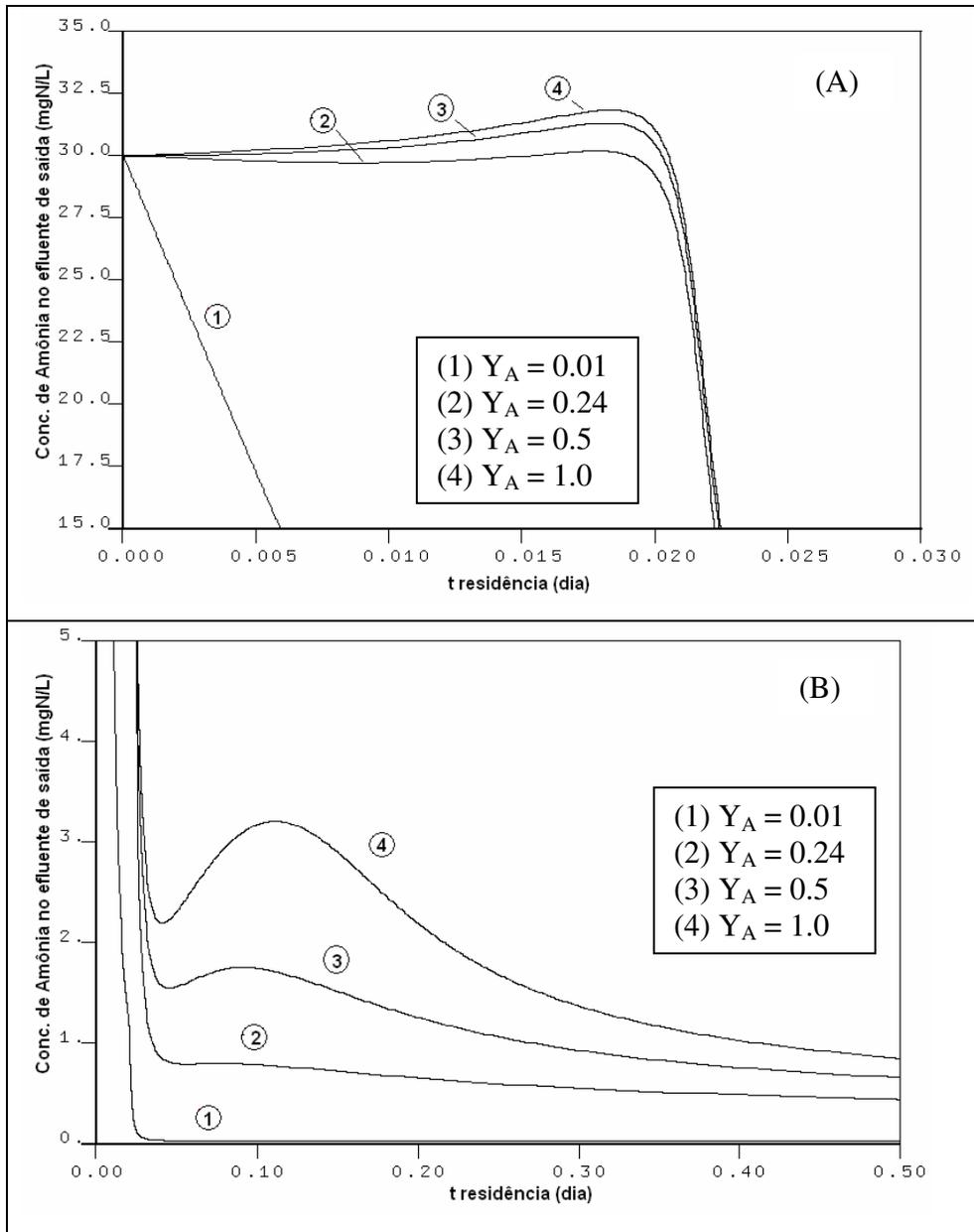


Figura IV.3.3.1 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de amônia no efluente de saída como função do tempo de residência, variando-se o valor de Y_A (g cel formada/g N oxidado), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

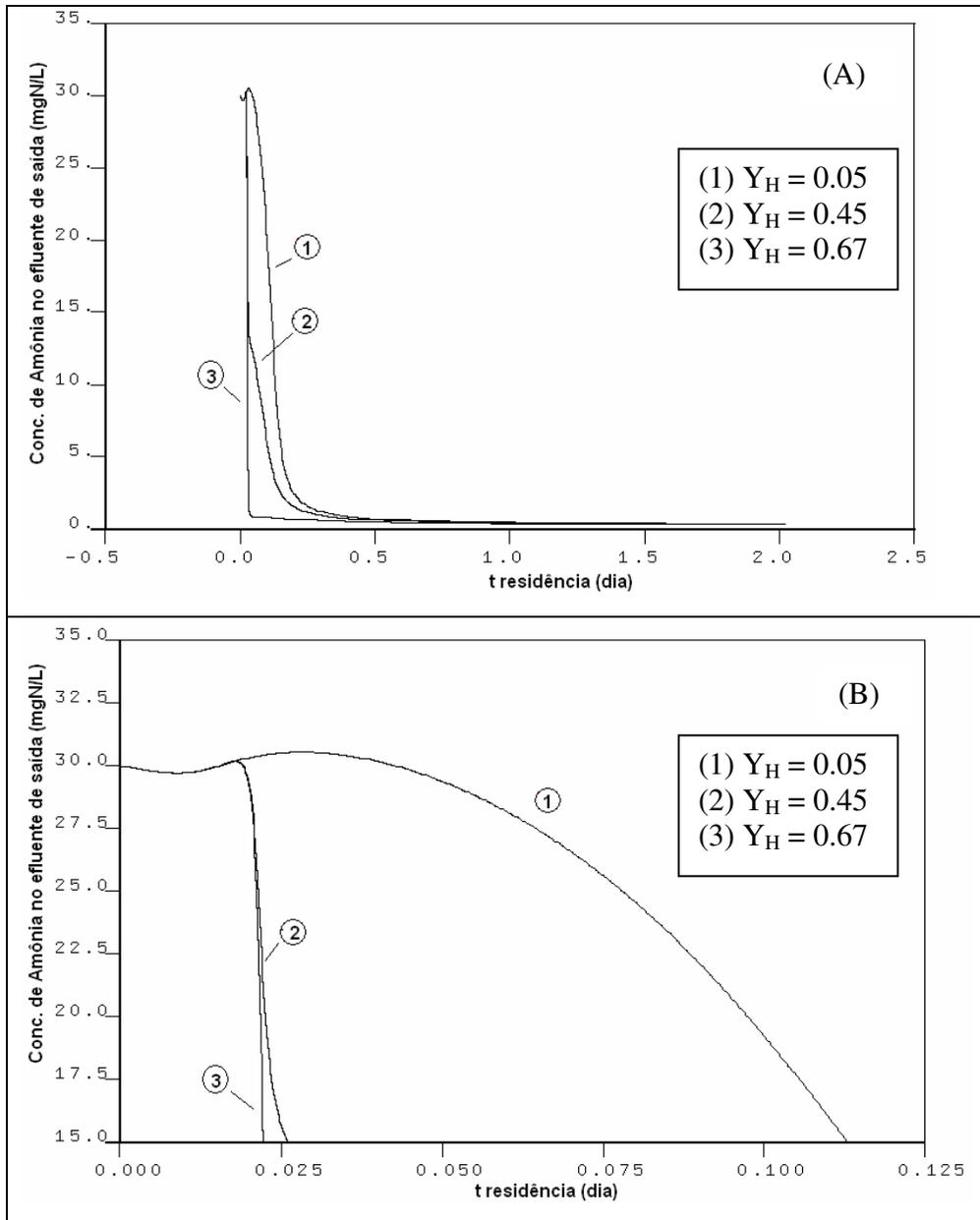


Figura IV.3.3.2 (A e B): Gráfico de continuação de concentração de amônia no efluente de saída como função do tempo de residência, variando-se o valor de Y_H (g cel. formada DQO/g DQO oxidada), com $r = 1.0$; $k=0.06$.

A Figura IV.3.3.3 apresenta os resultados obtidos para a concentração de amônia no efluente de saída, quando i_{XB} , g N/g DQO na biomassa, assume os valores 0.043 e 0.086. Como a literatura não apresentava faixa de variação para este parâmetro, variou-se seu valor em 50 % para observar o seu efeito. Verifica-se que a diminuição deste parâmetro leva a um aumento expressivo do tempo de residência necessário para enquadrar a amônia.

A diminuição deste parâmetro também leva a um aumento na concentração máxima de amônia alcançada na saída do sistema (com baixos tempos de residência, 0.0 a 0.025 dia). Portanto, i_{XB} tem enorme importância para o projeto e interpretação da operação, embora este parâmetro seja usualmente negligenciado em trabalhos da área.

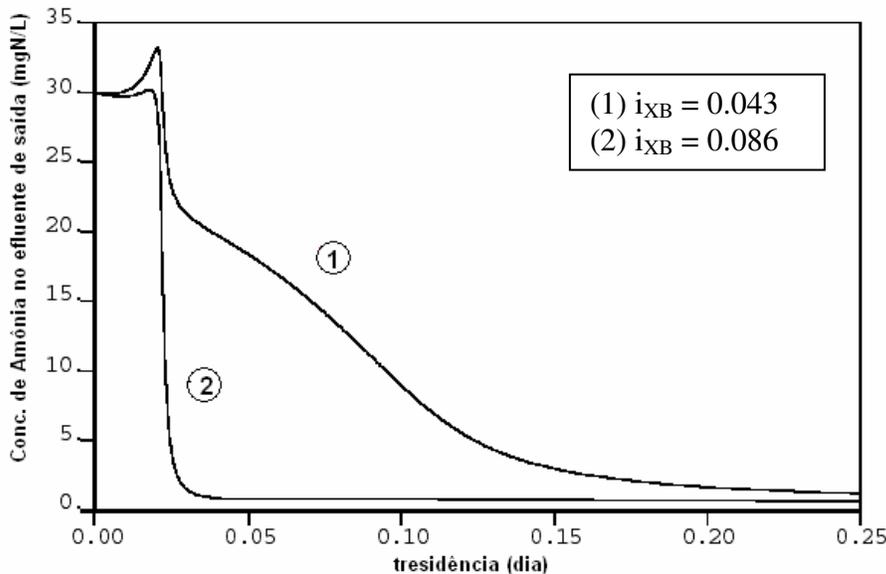


Figura IV.3.3.3: Diagrama de continuação de concentração de amônia no efluente de saída como função do tempo de residência, variando-se o valor de i_{XB} (g N/g DQO na biomassa), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

Os parâmetros Y_A , Y_H e i_{XB} influenciam significativamente a concentração de amônia no efluente de saída. O parâmetro Y_A representa o rendimento autotrófico, ou seja, a relação entre a quantidade de nitrogênio oxidada e a quantidade de biomassa formada. Logo, a variação desse parâmetro leva a uma maior ou menor oxidação de amônia a nitrato, para a formação da mesma quantidade de biomassa. O parâmetro i_{XB} , que expressa a quantidade de nitrogênio presente na composição da biomassa, influencia a quantidade de nitrogênio disponibilizada no meio com o decaimento. De forma indireta, isso mostra uma vez mais a importância da correta descrição dos termos de decaimento celular no projeto do sistema.

O parâmetro Y_H apresenta influência sobre a concentração de amônia porque a biomassa heterotrófica formada incorpora amônia presente no meio durante a síntese de

células. Os parâmetros f_p e i_{XP} apresentam influência desprezível sobre a concentração de amônia na saída do sistema.

IV.4. Concentrações na Corrente de Entrada do Sistema

Nesta seção serão apresentados e analisados os diagramas de continuação obtidos para as variáveis DQO total do efluente, biomassa total e nitrogênio amoniacal, para verificação dos efeitos das concentrações de três componentes da corrente de entrada do sistema: S_s , substrato rapidamente biodegradável (mgDQO/L), X_s , substrato lentamente biodegradável (mgDQO/L); e S_{NH} , nitrogênio amoniacal (mg N/L). A resposta de cada variável à variação de cada um dos parâmetros é analisada separadamente.

IV.4.1. Biomassa Total

A Figura IV.4.1.1 apresenta o diagrama de continuação da concentração de biomassa no reator (mg DQO/L) como função do tempo de residência (dia), para os valores da concentração de entrada no sistema de S_s , substrato rapidamente biodegradável (mgDQO/L) de 765 e 1000.

O aumento da concentração de S_s na entrada do sistema causa um aumento considerável da concentração de biomassa no reator em qualquer tempo de residência, como já poderia ser esperado. Observa-se também que, fixando-se um valor de concentração de biomassa, como por exemplo 3000 mg DQO/L (limite inferior de concentração para operação adequada do sistema na forma convencional), a faixa de tempos de residência com concentração igual ou maior do que este valor aumenta consideravelmente com o aumento deste parâmetro.

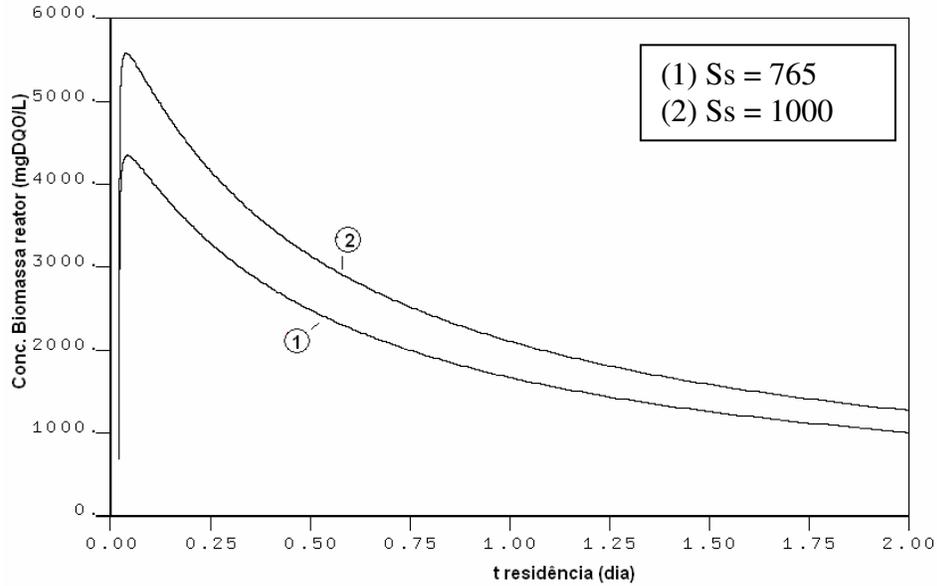


Figura IV.4.1.1: Diagrama de continuação de concentração de biomassa no reator como função do tempo de residência, variando-se o valor de S_s (mg DQO/L), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

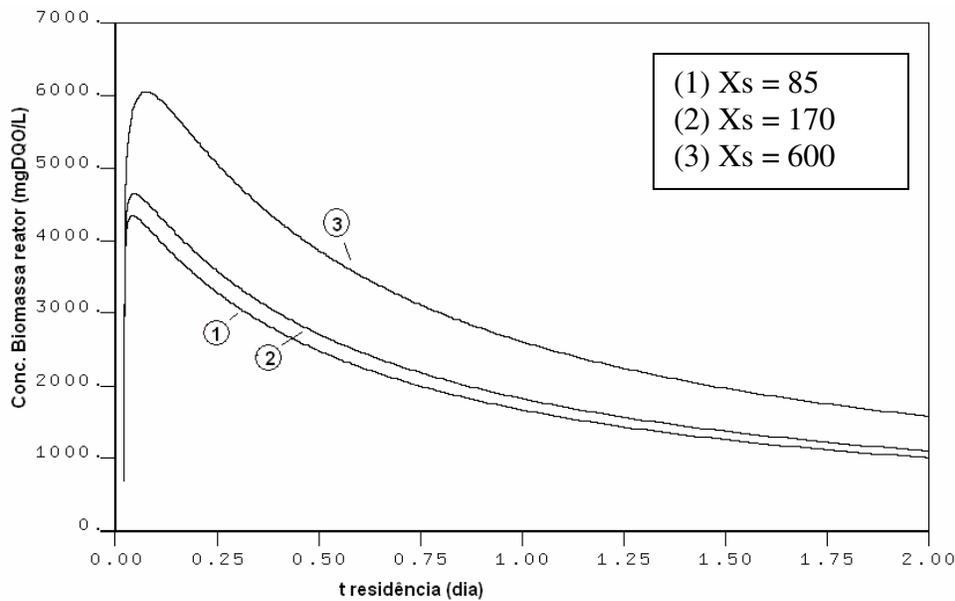


Figura IV.4.1.2: Diagrama de continuação de concentração de biomassa no reator *versus* tempo de residência, variando-se o valor de X_s , com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

A Figura IV.4.1.2 apresenta o diagrama de continuação da concentração de biomassa no reator (mg DQO/L) como função do tempo de residência (dia) para os valores

da concentração de entrada no sistema de X_s , substrato lentamente biodegradável (mgDQO/L) de 85; 170 e 600. Observa-se que esta variável causa os mesmos efeitos de S_s sobre a concentração de biomassa no reator, mas em menor intensidade.

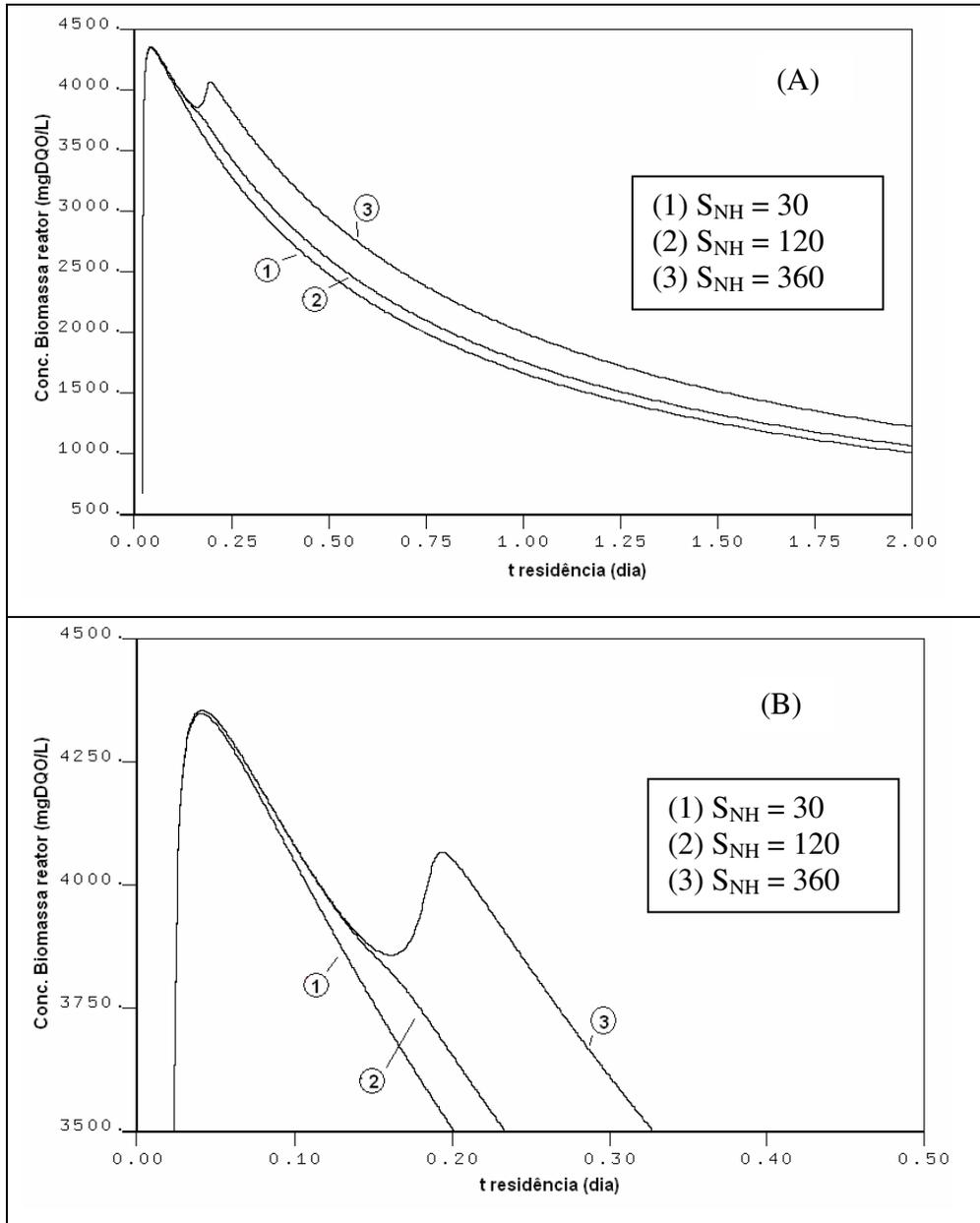


Figura IV.4.1.3 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de biomassa no reator como função do tempo de residência, variando-se o valor de S_{NH} (mg N/L), com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

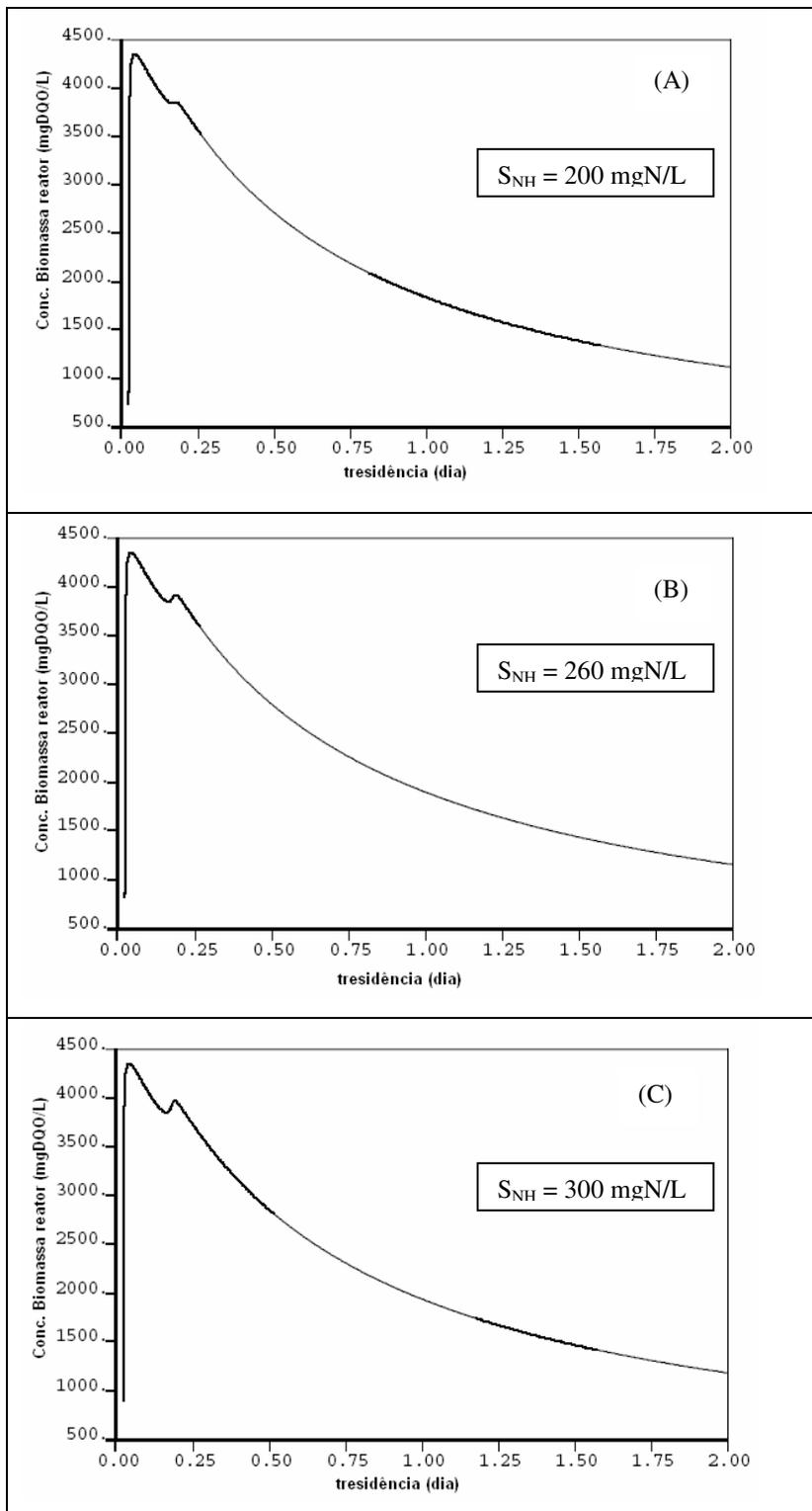


Figura IV.4.1.4 (A, B e C): Diagrama de continuação de concentração de biomassa no reator como função do tempo de residência, com $r = 1.0$; $k_{bt}=0.06$. (A) $S_{NH} = 200$ mg N/L; (B) $S_{NH} = 260$ mg N/L; (C) $S_{NH} = 300$ mg N/L.

As Figuras IV.4.1.1 e IV.4.1.2 mostram que o projeto dos sistemas de tratamento devem considerar diferentes cenários para a carga, já que as condições de alimentação influenciam significativamente o processo. Como os processos reais podem resultar em flutuações expressivas de condição de alimentação, cenários conservativos devem ser considerados para acomodar aumentos súbitos de carga orgânica do sistema.

O efeito da concentração de entrada de S_{NH} , nitrogênio amoniacal (mg N/L), sobre a concentração de biomassa no reator, está apresentado na Figura IV.4.1.3 (A e B), onde S_{NH} assume os valores de 30; 120 e 360. Observou-se que a concentração de 360 mg N/L levou à formação de um segundo máximo na curva de concentração de biomassa total *versus* tempo de residência. Foram realizadas então simulações em que a concentração de entrada de S_{NH} era 200, 260 e 300 mg N/L, para avaliar melhor esse comportamento. Os resultados obtidos estão apresentados na Figura IV.4.1.4 (A, B e C), respectivamente. Com $S_{NH} = 200$ mg N/L, há uma discreta alteração na forma da curva. Percebe-se no tempo de residência 0.25 dia (aproximadamente) o início da formação de um segundo máximo na curva, que vai se tornando mais acentuado, à medida que a concentração de amônia na entrada do sistema aumenta. Este comportamento pode ser atribuído ao maior crescimento dos microorganismos autotróficos, favorecidos pela alta concentração de amônia presente no meio, e ao fato de que os níveis amoniacais diminuem rapidamente e limitam o crescimento celular.

A condição de não alimentação de biomassa heterotrófica e autotrófica, ao sistema, levou ao aparecimento de uma bifurcação. No entanto, foram encontradas concentrações negativas das variáveis $X_{B,A}$ (concentração de biomassa autotrófica), S_{NO} (concentração de nitrato), e S_{NH} (concentração de amônia). Os gráficos obtidos estão apresentados no Anexo II. Nesta condição o modelo não foi capaz de prever concentrações reais para todas as variáveis do sistema. Isso se deve a uma falha do modelo ASM1, que prevê consumo de nitrogênio na ausência de nitrogênio no meio.

As Figuras IV.4.1.5 (A e B) e IV.4.1.6 (A e B) apresentam os efeitos de S_s , X_s e S_{NH} , respectivamente sobre a concentração de biomassa no efluente final. Foram observados os mesmos perfis qualitativos já discutidos anteriormente para a concentração de biomassa no reator. Deve-se observar como as variações de carga podem comprometer o enquadramento do processo aos limites da legislação.

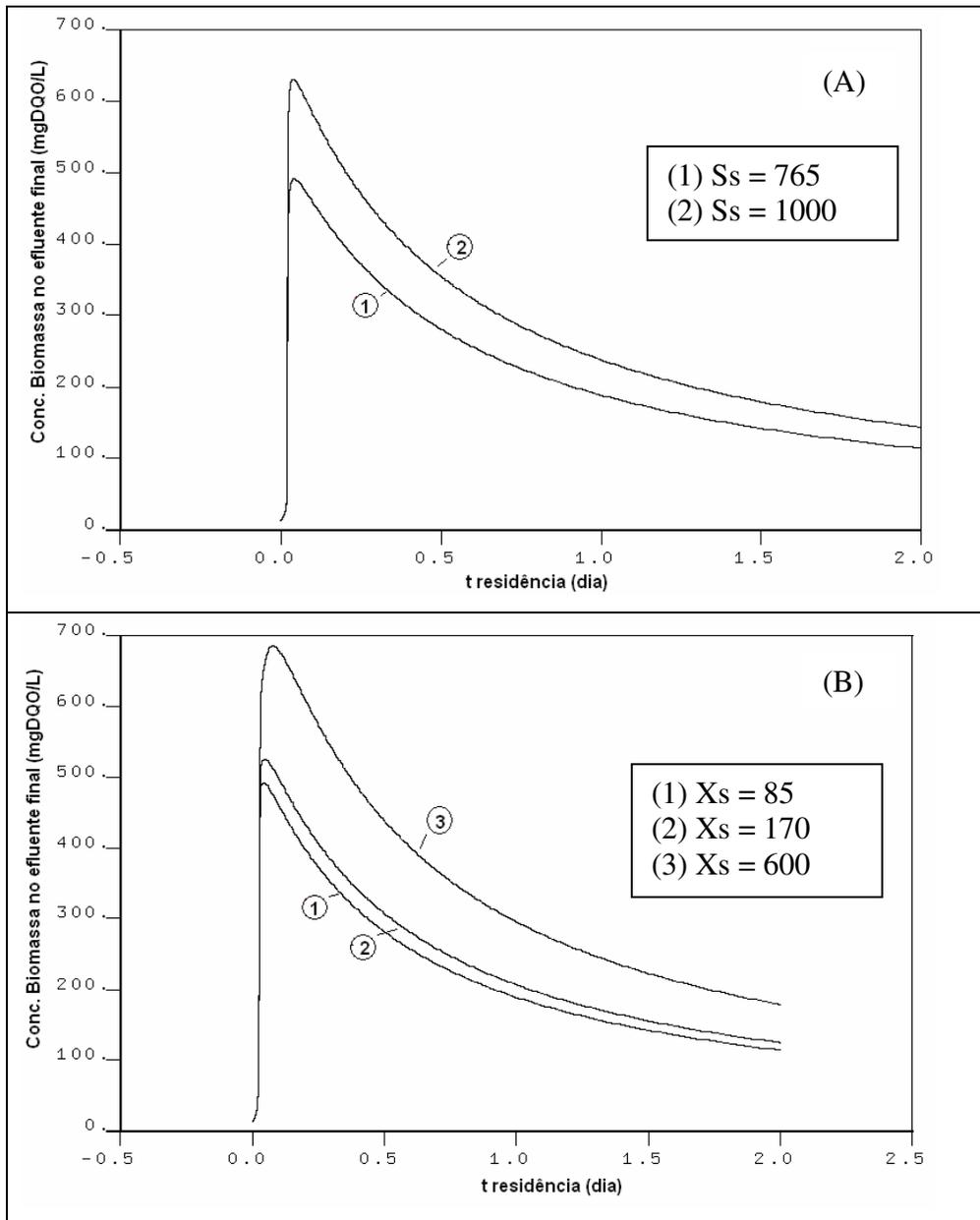


Figura IV.4.1.5 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de biomassa no efluente final como função do tempo de residência, variando-se a concentração de substratos orgânicos (mgDQO/L) na entrada do sistema, com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

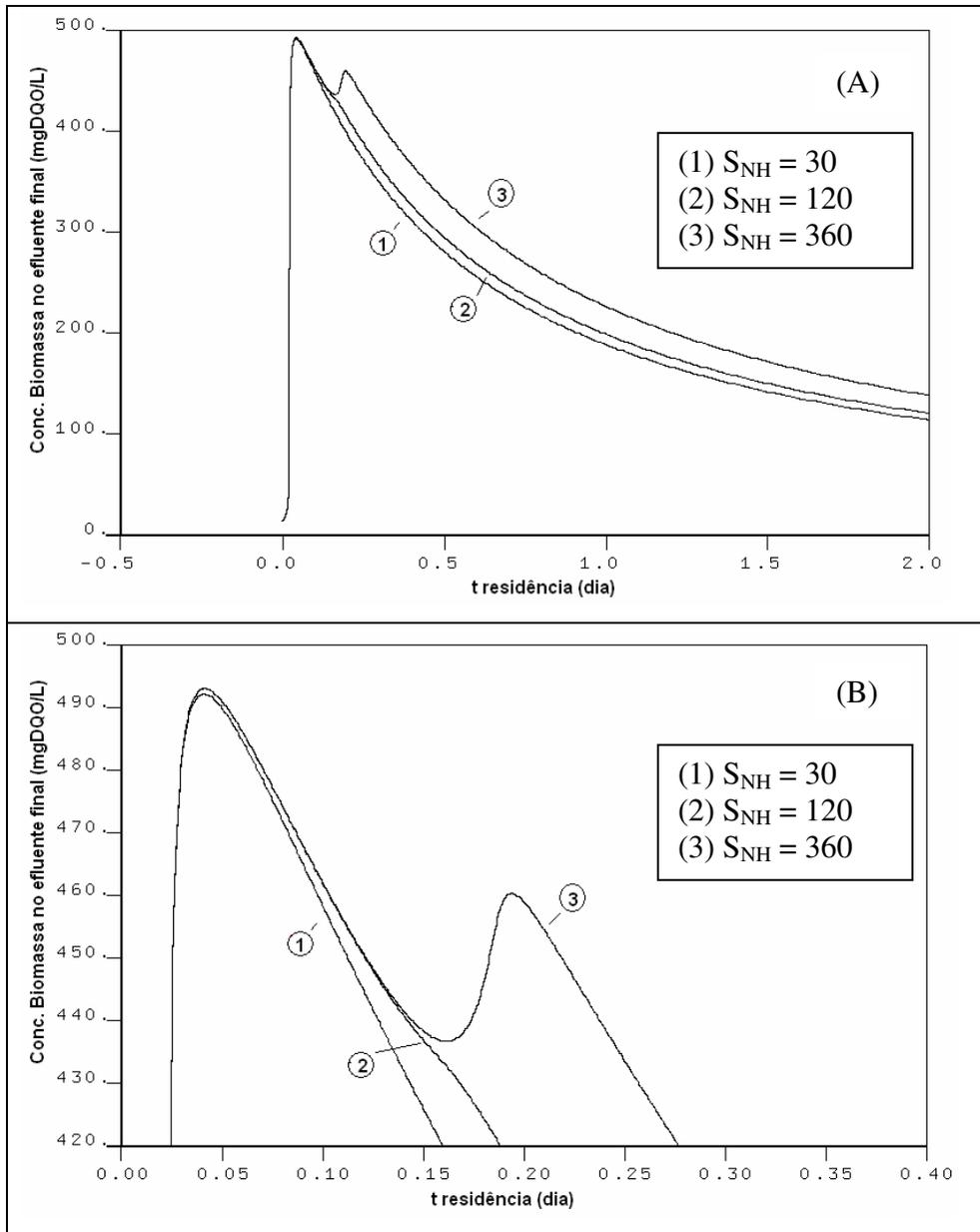


Figura IV.4.1.6 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de biomassa no efluente final como função do tempo de residência, variando-se o valor de S_{NH} (mgN/L) na entrada do sistema, com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

As concentrações de entrada de S_s , X_s e S_{NH} apresentam influência considerável sobre a concentração de biomassa. Altas concentrações de S_{NH} levaram à formação de um segundo máximo na curva de concentração de biomassa *versus* tempo de residência, e este pode ser atribuído ao maior desenvolvimento dos microorganismos autotróficos nessas condições, em função de maior disponibilidade de amônia.

IV.4.2. DQO Total do Efluente

A Figura IV.4.2.1 apresenta o diagrama de continuação da concentração de matéria orgânica na saída do sistema (mg DQO/L) como função do tempo de residência (dia), para a concentração de S_s , substrato rapidamente biodegradável (mgDQO/L), na entrada do sistema, nos valores: 765, 1000. A Figura IV.4.2.2 mostra a influência da concentração de X_s , substrato lentamente biodegradável (mgDQO/L), na entrada do sistema, nos valores de 85; 170 e 600. O aumento da concentração dessas variáveis leva a um pequeno aumento das concentrações de DQO total do efluente. Contudo, a degradação desses substratos pela biomassa continua a ocorrer em grau satisfatório, com as concentrações de descarte sendo alcançadas facilmente. A variação da concentração de S_{NH} na entrada do sistema não acarretou alterações para a curva de concentração de DQO total do efluente.

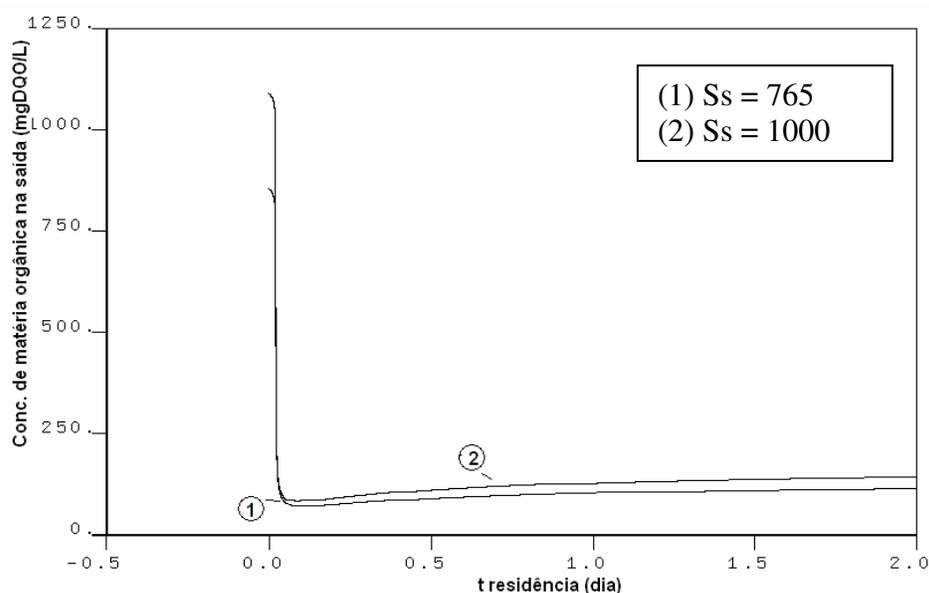


Figura IV.4.2.1: Diagrama de continuação de concentração de concentração de matéria orgânica na saída do sistema como função do tempo de residência, variando-se o valor de S_s (mg DQO/L) na entrada do sistema, com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

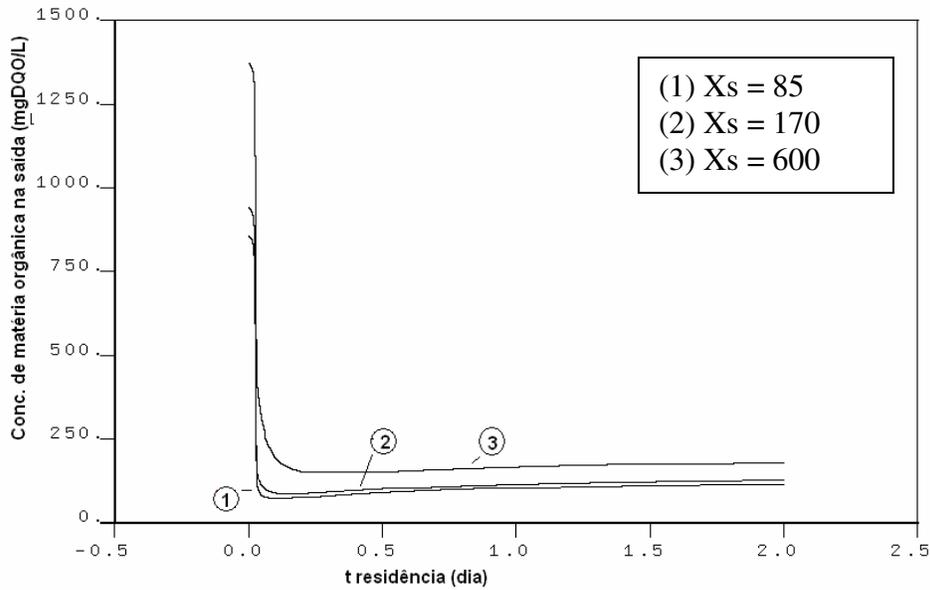


Figura IV.4.2.2.: Diagrama de continuação de concentração de concentração de matéria orgânica na saída do sistema como função do tempo de residência, variando-se o valor de X_s (mg DQO/L) na entrada do sistema, com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

IV.4.3. Nitrogênio Amoniacal

A Figura IV.4.3.1 (A e B) apresenta o diagrama de continuação de concentração de amônia no efluente de saída do sistema (mg N/L) como função do tempo de residência (dia), para a concentração de S_{NH} , nitrogênio na forma de amônia (mg N/L), na entrada do sistema nos valores de 30; 120 e 360. Observa-se que o aumento da concentração de amônia na entrada do sistema leva a um aumento do tempo de residência necessário para alcançar a concentração máxima permitida de descarte, como já poderia ser previsto. Isso mostra uma vez mais a necessidade de considerar variações de carga durante o projeto desses sistemas. No entanto, a concentração final de amônia para tempos de residência maiores do que 0.3 dia aumentou muito pouco. As concentrações de entrada no sistema de S_s e X_s apresentam efeito desprezível sobre a concentração de amônia na saída do sistema.

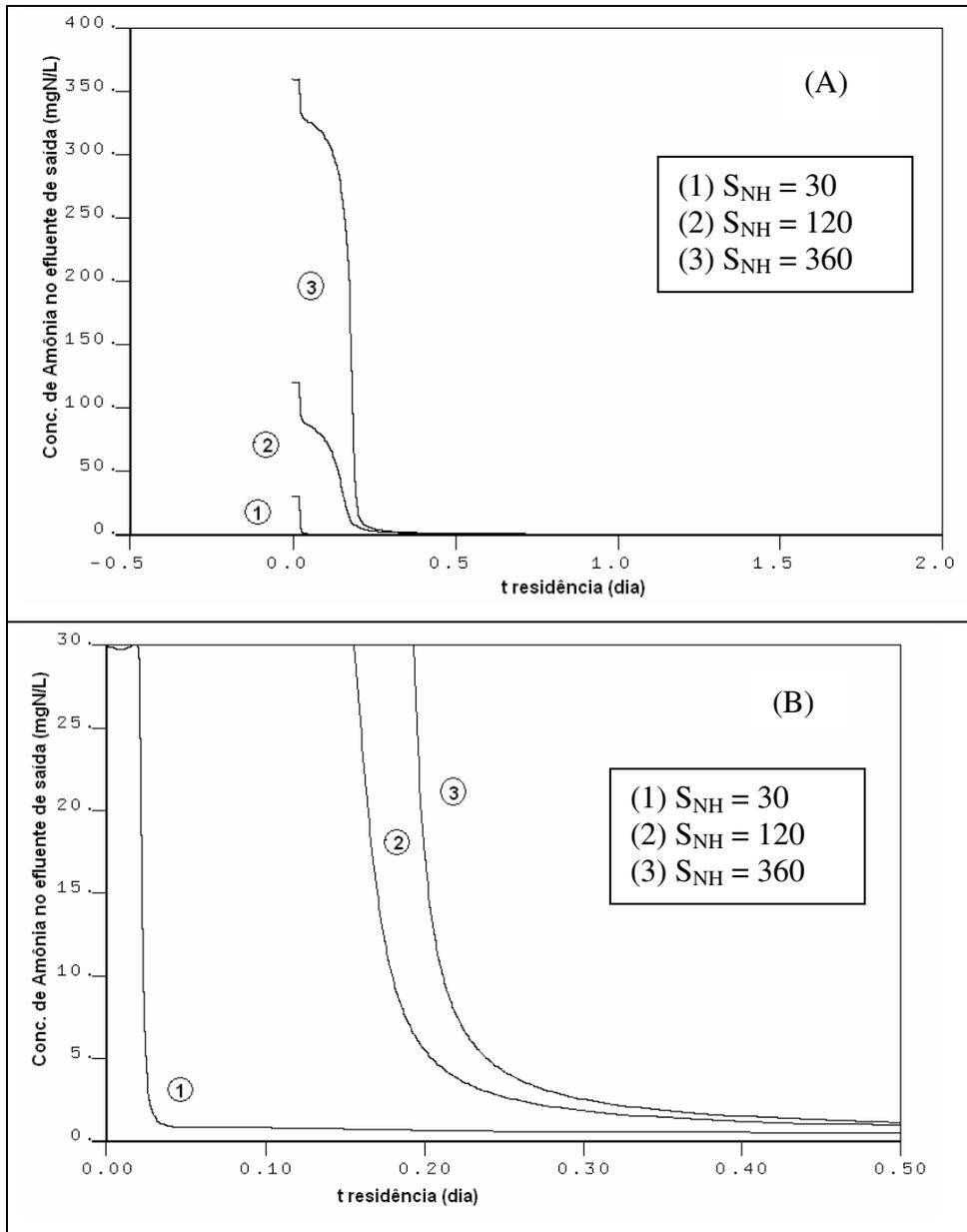


Figura IV.4.3.1 (A e B): Diagrama de continuação de concentração de amônia no efluente de saída como função do tempo de residência, variando-se o valor de S_{NH} (mg/N/L) na entrada do sistema, com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$.

CAPÍTULO V

INDICAÇÕES PARA PROJETO E ANÁLISE ECONÔMICA

V.1. Indicações para Projeto da Planta de Tratamento

Os resultados obtidos mostram que há a necessidade da existência de uma corrente de reciclo de lodo para operação do processo de lodos ativados; caso contrário, pode não ser possível enquadrar a concentração de biomassa na faixa adequada para operação do sistema. Além disso, podem ser necessários tempos de residência muito longos para enquadrar a concentração de DQO nos limites da legislação.

Observa-se através das curvas obtidas que há um valor ótimo de área para o projeto do sedimentador, pois observou-se para a concentração de biomassa no reator e na saída do sistema que a eficiência do separador e razão de reciclo são de grande importância para enquadramento das condições operacionais. Uma menor área do separador (menor eficiência) pode ser compensada por um aumento da razão de reciclo, diminuindo os custos de construção da planta; no entanto, a construção da planta com um sedimentador de alta eficiência, além de estritamente necessária em algumas condições, acarreta na diminuição do tempo de residência necessário para o enquadramento da DQO. Esses fatores combinados determinam o projeto do sedimentador.

O volume do tanque de aeração da planta de tratamento deve ser projetado com um valor ótimo, de forma que seja grande o suficiente para resistir a choques de carga, já que a concentração de DQO se mostrou facilmente enquadrável nos limites da legislação. Contudo, o volume do reator não pode ser grande a ponto de prejudicar o enquadramento da concentração de biomassa, que diminui com o aumento do tempo de residência.

Para o projeto da unidade também devem ser bem caracterizados os seguintes parâmetros cinéticos: b_H , que é de grande relevância para todo o sistema; μ_H , que apresenta muita importância para fixação do tempo de residência necessário para que a concentração de DQO seja enquadrada nos limites da legislação; e K_h , de extrema importância para enquadrar a concentração de DQO do efluente líquido nos limites da legislação,

apresentando grande influência sobre a concentração final de DQO do efluente. O parâmetro estequiométrico Y_H também deve ser adequadamente caracterizado para o projeto da unidade, pois apresenta grande importância para previsão da concentração de biomassa no sistema, assim como a concentração de alimentação de Ss. A concentração de amônia típica dos efluentes domésticos não oferece limitações importantes para a operação e projeto da unidade.

V.2. Análise Econômica

V.2.1. Tratamento e Disposição Final do Lodo

A disposição final do lodo biológico produzido em estações de tratamento de efluentes pode variar conforme as características do lodo (concentração de compostos orgânicos, microorganismos patogênicos, presença de metais, compostos orgânicos tóxicos e pH). Possíveis soluções de descarte do lodo efluente são o aterro sanitário, a incineração, o uso agrícola (reflorestamento, composição de composto ou fertilizante organo-mineral, restauração de terras), ou o reuso industrial (produção de agregado leve para a construção civil, incorporação à fabricação de cimento e de produtos cerâmicos) (JORDÃO e PESSÔA, 2005).

Existem diversas formas de tratamento de lodo, de acordo com as suas características e o seu destino final, destacando-se as seguintes (EPA, 1999):

1 – Estabilização química – Reduz satisfatoriamente a quantidade de microorganismos patogênicos e o odor. Normalmente é realizada com a adição de cal (CaO) ou cal hidratada (Ca[OH]₂). Recentemente surgiram diversas novas tecnologias de estabilização alcalina sendo que algumas delas usam outros produtos químicos para substituir parcial ou completamente a cal.

2- Digestão anaeróbia – Estabilização biológica do lodo em tanque fechado para redução da concentração de substâncias orgânicas, massa, odor (e potencial para geração de odor) e da quantidade de microorganismos patogênicos. Nesse processo, as bactérias anaeróbias

convertem sólidos orgânicos em gás carbônico, metano (que pode ser recuperado para geração de energia) e amônia. A digestão anaeróbia pode ser realizada a 35°C ou em temperaturas maiores do que 55°C (para facilitar a redução de sólidos e patogênicos).

3- Digestão aeróbia – Neste processo, a estabilização biológica ocorre em reatores fechados ou abertos, onde bactérias aeróbias convertem compostos orgânicos em dióxido de carbono, água e nitrogênio. Como a digestão anaeróbia, também reduz a quantidade de microorganismos patogênicos e o odor (e o potencial para geração de odor). Esse sistema é utilizado em pequenas plantas de tratamento, juntamente com a utilização de lagoas equipadas aeradores. A digestão aeróbia a altas temperaturas (maiores do que 55°C) vem se tornando mais popular, devido à maior redução de organismos patogênicos e ao aumento da concentração de sólidos obtida.

4- Compostagem – É a decomposição da matéria orgânica por microorganismos num ambiente que controla o tamanho e a porosidade da pilha de matéria orgânica, facilitando também o aumento da temperatura (entre 55°C e 60°C) para destruição da maior parte dos microorganismos patogênicos. A umidade e a concentração de oxigênio também são controlados com a finalidade de diminuir a geração de odores durante o processamento. Durante o processo de compostagem, o lodo é degradado a um material semelhante ao húmus, com excelentes propriedades para uso no solo e pH entre 6.5 e 8.

5- Secagem térmica e peletização – A secagem térmica envolve a utilização de equipamentos para secagem ativa ou passiva (algumas localidades utilizam o próprio sol). Este método é utilizado para a redução de microorganismos patogênicos e eliminação da maior parte da água contida no lodo, reduzindo consideravelmente o volume de lodo. A secagem térmica apresenta a desvantagem da necessidade de consumo de combustível. O produto final, na forma de “pellets” secos, diminui significativamente os custos de transporte. É uma opção para processamento de lodo em zonas urbanas que apresentam uma distância significativa da zona rural.

6 – Desidratação – Diminui o volume do lodo através da redução da quantidade de água contida e do conseqüente aumento da concentração de sólidos. A desidratação freqüentemente é necessária antes da compostagem, tratamento térmico ou da preparação do lodo para aplicação no solo. A desidratação também é necessária antes da incineração, para prevenir danos nas caldeiras e diminuir a energia necessária para a combustão do lodo. Esse processo facilita o transporte do lodo, transformando-o numa “torta”. Alguns equipamentos de desidratação são: desidratadores a ar, filtros à vácuo, filtros prensa e centrífugas.

7- Condicionamento – Adição de substâncias químicas, como cloreto de ferro, cal ou polímeros, para a facilitar a separação de sólidos e a formação de grandes flocos durante a etapa de sedimentação e espessamento.

Nota-se que a grande maioria dos métodos citados para o tratamento de lodo envolve a utilização de aquecimento, aeração e/ou agitadores, além de necessitar de bombas e transporte ativo do lodo para elevatórias. Por isso, o tratamento do lodo é responsável por 25% a 60% dos custos de uma planta de tratamento, segundo ZHAO e KUGEL (1997). Juntamente com os custos de disposição do lodo os custos do tratamento do lodo podem atingir 50% a 60% dos custos totais de uma planta de tratamento, segundo DAVIS e HALL (1997).

V.2.2. Custos do Tratamento e da Disposição Final do Lodo

Foi estimado o custo do tratamento e da disposição final do lodo proveniente do processo de lodos ativados. O consumo energético total de uma planta de tratamento de lodos ativados pode ser aproximadamente igual a 22 KWh/ano.hab ($6.027 \cdot 10^{-2}$ KWh/dia.hab) (SPERLING, 1997). Para realizar os cálculos, considerou-se que a etapa de tratamento do lodo apresentava um gasto de energia de 40% do total, de acordo com a faixa observada na literatura. De acordo com a CEDAE, a vazão de 1600 l/s ($138240 \text{ m}^3/\text{dia}$) corresponde ao resíduo produzido por uma cidade de 576000 habitantes. A Equação

V.2.2.1 apresenta então a forma utilizada para o cálculo da quantidade de energia gasta pelo tratamento do lodo.

$$Habitantes \cdot \%energia \cdot 0.06027 \frac{KWh}{Hab.dia} = Quantid. \frac{KWh}{dia} \quad (V.2.2.1)$$

O cálculo do número de habitantes, a ser substituído na Equação V.2.2.1, está apresentado na Equação V.2.2.2.

$$Habitantes = \frac{Vazao(m^3 / dia) \cdot 576000}{138240} \quad (V.2.2.2)$$

A Tabela V.2.2.1 apresenta os valores reportados no mercado para os custos de diversas opções de disposição final do lodo.

Tabela V.2.2.1: Custos de mercado para diversas opções de disposição do lodo.

Empresas	Disposição final	Preço (por ton)	Transporte (por ton)
Tribel	Aterro Classe I – Resíduos perigosos	R\$ 800,00	R\$ 1.50
	Incineração	R\$ 3000,00	R\$ 1.50
Santec	Aterro Classe IIa e IIIb	R\$ 115,00 a 120,00	R\$ 1.50
Cimenteira (Petroflex)	Cimento	R\$ 200,00	Incluído
Comlurb	Aterro Sanitário	R\$ 8,00	R\$ 1.50

A Tabela V.2.2.2: Dados de concentração de biomassa utilizados.

Razão de Reciclo	K_{biomassa total} (k_{bt})	Tempo de residência	Concentração de biomassa na saída (mgDQO/L = gDQO/m³)
0.7	0.06	0.23 dia = 5.52 h	407.69
	0.07	0.136 dia = 3.26 h	465.38
1.0	0.06	0.319 dia = 7.65 h	344.44
	0.07	0.243 dia = 5.83 h	400

Os custos associados à disposição do lodo foram avaliados para $r=0.7$ e $r=1.0$ e para $k_{bt} = 0.06$ e 0.07 , considerados como valores típicos de operação. Para a concentração no reator igual a 3000 mgDQO/L , era obtido o maior tempo de residência. Para este tempo de residência era obtida a concentração de biomassa na saída do sistema, que foi utilizada para avaliação desses custos. A Tabela V.2.2.2 apresenta os dados de concentração de biomassa utilizados.

O cálculo do custo para disposição final do lodo foi realizado de acordo com a Equação V.2.2.3.

$$\text{Custo disposição final} = V * C_{\text{biomassa saída}} * p \quad (\text{V.2.2.3})$$

Onde V corresponde à vazão, $C_{\text{biomassa saída}}$ corresponde à concentração de biomassa na saída do sistema e p corresponde ao custo unitário de operação de descarte.

Os dados de concentração de biomassa na saída do sistema utilizados nos cálculos estão apresentados na Tabela V.2.2.2. O custo unitário (p) foi calculado através da Equação V.2.2.4, os dados utilizados para estes cálculos foram os apresentados na Tabela V.2.2.1.

$$p = \text{custo disposição final} + \text{custo transporte} \quad (\text{V.2.2.4})$$

O valor do kWh foi considerado como sendo igual a R\$ 0.50 (Light). A Equação V.2.2.5 apresenta o custo total do tratamento e da disposição de lodo.

$$\text{custo total} = \frac{\text{Vazao}(m^3 / \text{dia}) \cdot 576000}{138240} \cdot \left[0.5 \cdot \% \text{energia} \cdot 0.06027 \frac{\text{kWh}}{\text{Hab.dia}} + C_{\text{biomassa saída}} \cdot \text{preço total} \right] \quad (\text{V.2.2.5})$$

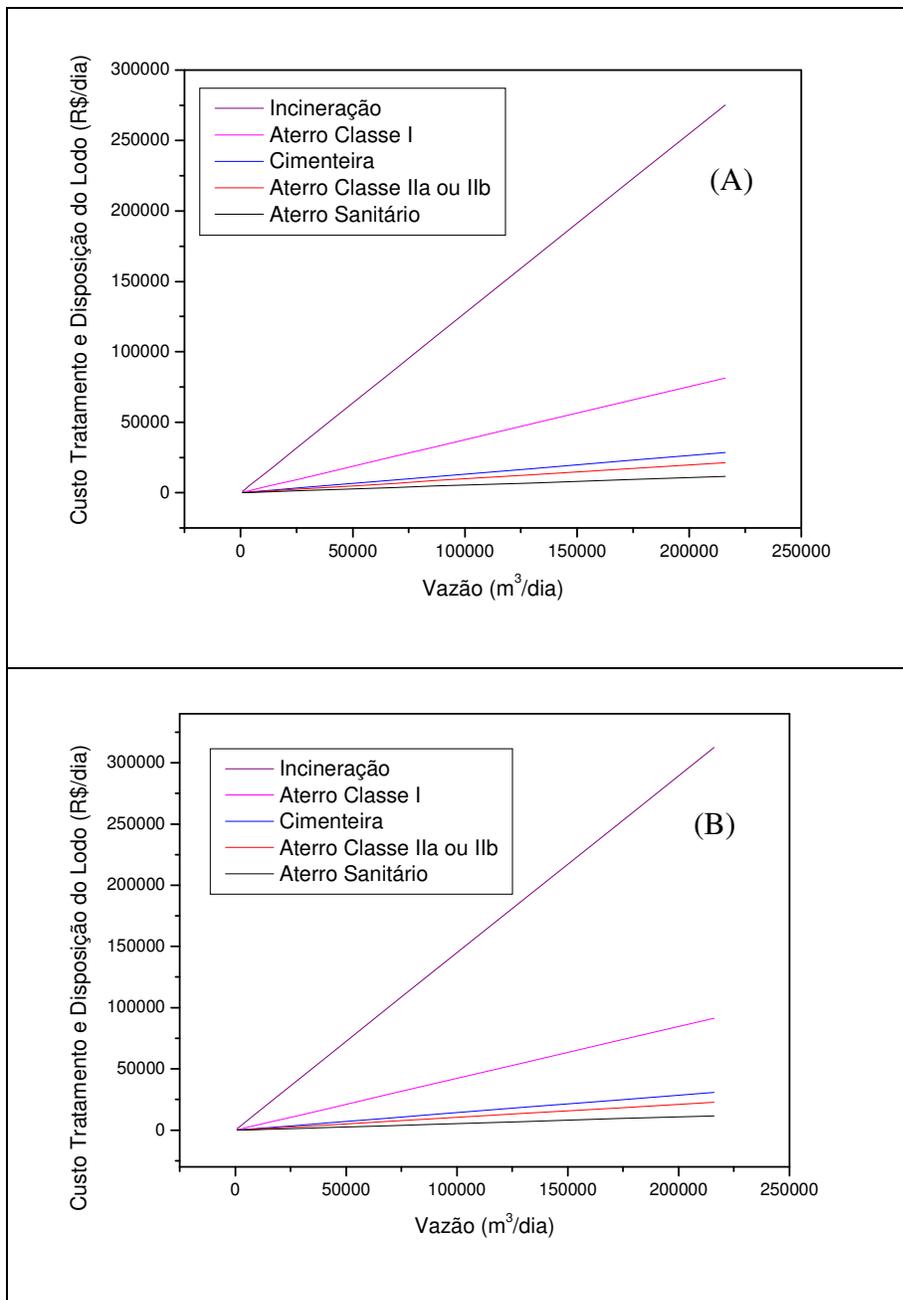


Figura V.2.2.1 (A e B): Custo do tratamento e da disposição do lodo em função da vazão.
 (A) Para $r=0.7$ e $k=0.06$; (B) Para $r=0.7$ e $k=0.07$

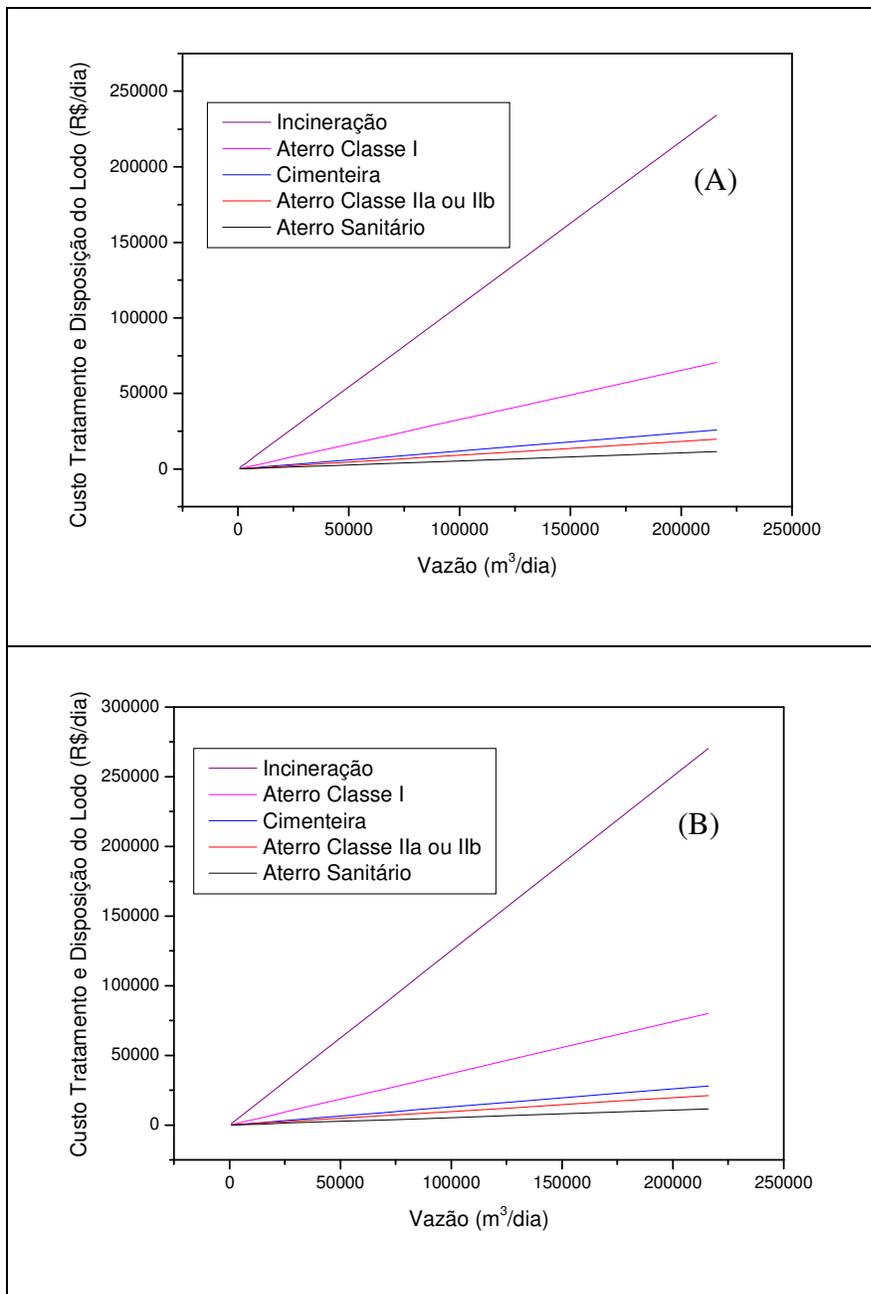


Figura V.2.2.1 (A e B): Custo do tratamento e da disposição do lodo em função da vazão. (A) Para $r=1.0$ e $k=0.06$; (B) Para $r=1.0$ e $k=0.07$

As Figuras V.2.2.1 (A e B) e V.2.2.2 (A e B) apresentam os resultados obtidos para os custos do tratamento como função da vazão de efluente tratado. Observa-se que o custo de tratamento e disposição final do lodo é bastante elevado a altas vazões. Os lodos perigosos, provenientes de estações de tratamento de efluentes industriais, que precisam ser

incinerados ou dispostos em aterros Classe I, apresentam um alto custo de tratamento e de disposição final, mesmo a baixas vazões. As estações de tratamento com baixas vazões e lodos não perigosos (não tóxicos e na ausência de metais) não apresentam um gasto muito elevado para o tratamento e a disposição final do lodo. Verifica-se que a diminuição da eficiência do separador tem um impacto considerável sobre os custos, que pode ser compensado em parte pelo aumento da razão de reciclo. Portanto, o investimento na melhoria da eficiência do separador pode ser considerado como um esforço importante para redução dos custos de descarte.

Juntamente com as observações realizadas no Capítulo IV, verifica-se a real necessidade da existência de uma unidade para lise do lodo na corrente de reciclo, para estações de tratamento de efluente com vazões altas ou estações de tratamento industriais com lodos tóxicos ou com alta concentração de metais, mesmo a baixas vazões. A instalação de um equipamento na linha de reciclo, como mostrado na Figura I.1, visa a redução da produção de lodo pelas estações de tratamento, reduzindo drasticamente o custo de operação das unidades de tratamento de efluentes por lodo ativado. A análise das possíveis alternativas deve ser objeto de estudo em trabalhos futuros.

CAPÍTULO VI

CONCLUSÕES E SUGESTÕES

VI.1. Conclusões

A análise de sensibilidade realizada mostrou que, com o reciclo de lodo, é possível que a concentração de lodo no reator se torne maior do que a adequada. De acordo com as três formas de operação do sistema de lodo ativado, é possível reduzir a quantidade de lodo no tanque de aeração aumentando-se o tempo de residência. No entanto, como existem limites de tempos de residência para operação, o descarte de lodo sempre é necessário. O aumento do reciclo pode acentuar esse problema, tornando necessária a instalação de um equipamento para lise de lodo na linha de reciclo.

A concentração de biomassa deve ser tratada em separado, pois ela viola facilmente as restrições ambientais de concentração final de DQO no efluente. Na ausência de reciclo de biomassa, a concentração de DQO na saída do sistema pode alcançar facilmente os limites de descarte. No entanto, nessas condições a concentração de biomassa no tanque de aeração não atinge uma concentração adequada, prejudicando a sua posterior sedimentação. Com o reciclo de lodo, o efluente pode ser facilmente enquadrado nos limites de descarte, tanto em relação à concentração de DQO, quanto em relação à concentração de amônia, que em unidades de tratamento de esgoto doméstico não parece constituir um problema.

Verificou-se que o parâmetro cinético b_H , de decaimento de biomassa heterotrófica, é de extrema importância para o projeto do sistema, e deve ser bem caracterizado, para aumentar a robustez do projeto. Os parâmetros cinéticos que apresentaram maior influência sobre a concentração de DQO na saída do sistema foram: μ_H , máxima taxa de crescimento específico da biomassa heterotrófica, e K_h , máxima taxa específica de hidrólise. O parâmetro μ_H é importantíssimo para enquadrar a concentração de DQO da saída nos limites de descarte. Este parâmetro apresentou grande influência no tempo de residência necessário para que as concentrações de descarte de DQO fossem alcançadas. K_h também é de extrema importância para enquadrar a concentração de DQO do efluente líquido nos

limites da legislação, apresentando grande influência na concentração final de DQO do efluente.

O parâmetro estequiométrico Y_H , rendimento heterotrófico, mostrou exercer grande importância sobre a concentração de biomassa. O ideal seria que os microorganismos presentes no tanque de aeração apresentassem baixo valor para este parâmetro; ou seja, pequeno crescimento e alto gasto de energia no seu metabolismo, diminuindo assim o excesso de lodo produzido.

A concentração de Ss, substrato rapidamente biodegradável, na entrada do sistema apresentou grande influência sobre a concentração de biomassa. Altas de concentrações de S_{NH} , nitrogênio na forma amoniacal, na entrada do sistema causaram a formação de um segundo pico de concentração de biomassa, mostrando que apresenta muita relevância para a concentração de biomassa autotrófica. Por causa desses fatores, a estação deve ser projetada para acomodar picos de alimentação de carga orgânica.

O parâmetro μ_A , máxima taxa de crescimento específico da biomassa autotrófica, foi o que apresentou maior importância sobre a concentração de amônia alcançada na saída do sistema.

Verificou-se que o modelo ASM1 apresenta uma limitação, já que a condição de não alimentação de biomassa levou ao aparecimento de uma bifurcação com concentrações negativas das variáveis ligadas ao metabolismo do nitrogênio. O modelo não foi capaz de prever o comportamento do sistema estudado nessa condição porque ele prevê o consumo de nitrogênio na ausência de nitrogênio.

O projeto do sedimentador deve ser realizado de forma a apresentar valor de eficiência elevado, permitindo enquadramento da concentração de biomassa e da concentração de DQO e reduzindo os custos de descarte. O projeto do tanque de aeração deve resultar em vaso capaz de resistir a choques de cargas sem prejudicar a qualidade do efluente de saída, ao mesmo tempo em que mantém a concentração de biomassa em valores adequados.

A análise econômica realizada concluiu que plantas de tratamento com altas vazões e plantas industriais que geram lodos perigosos apresentam a necessidade de usar uma unidade de lise de biomassa, de forma a diminuir os custos de tratamento e disposição final do lodo biológico.

VI.2. Sugestões

Como sugestões para trabalhos posteriores há o aprimoramento do modelo ASM1, de forma que ele possa prever o comportamento de consumo de substâncias nitrogenadas de forma adequada.

Outra sugestão é estudar o efeito da etapa de lise de biomassa na corrente de reciclo do sistema. É de extrema importância o estudo da viabilidade desta alteração do processo, bem como das alternativas existentes para sua realização, verificando o seu impacto no processo e nos custos do tratamento e da disposição final de lodo.

CAPÍTULO VII

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGRAWAL, P., LEE, C., LIM, H. C., RAMKRISHNA, D., 1982, “Theoretical Investigations of Dynamic Behavior of Isothermal Continuous Stirred Tank Biological Reactors”, *Chemical Engineering Science*, v. 37, n. 3, pp. 453-462.

AJBAR, A., 2001, “Stability analysis of the biodegradation of mixed wastes in a continuous bioreactor with cell recycle”, *Wat. Res.*, v. 35, n. 5, pp. 1201-1208.

AJBAR, A., GAMAL, I., 1997, “Stability and bifurcation of an unstructured model of a bioreactor with cell recycle”, *Mathl. Comput. Modelling*, v. 25, n. 2, pp. 31-48.

AJBAR, A., IBRAHIM, G., 1997, “Periodic and Nonperiodic Oscillatory Behavior in a Model for Activated Sludge Reactors”, *Mathl. Comput. Modelling*, v. 25, n. 10, pp. 9-27.

ANDERSON, J. S., KIM, H., McAVOY, T. J., HAO, O. J., 2000, “Control of an Alternating Aerobic-Anoxic Activated Sludge System – Part 1: Development of a Linearization-Based Modeling Approach”, *Control Engineering Practice*, v. 8, pp. 271-278.

ARDEN, E., LOCKETT, W. T., 1914, “Experiments on the Oxidation of Sewage without the Aid of Filters”, *J. Soc. Chem. Ind.*, v. 33, pp. 523.

BALKU, S., BERBER, R., 2006, “Dynamics of an Activated Sludge Process with Nitrification and Denitrification: Start-Up Simulation and Optimization Using Evolutionary Algorithm”, *Computers & Chemical Engineering*, v. 30 (3), pp. 490-499.

BERTUCCO, A., VOLPE, P., KLEI, H. E., ANDERSON, T. F., SUNDSTROM, D. W., 1990, "The Stability of Activated Sludge Reactors with Substrate Inhibition Kinetics and Solids Recycle", *Wat. Res.*, v. 24, n. 2, pp. 169-176.

BRDEJANOVIC, D., LOOSDRECHT, M. C. M., VERSTEEG, P., HOOIJMANS, C. M., ALAERTS, G. J., HEIJNEN, J. J., 2000, "Modeling COD, N and P Removal in a Full-Scale WWTP Haarlem Waarderpolder", *Wat. Res.*, v. 34, n. 3, pp. 846-858.

CARUCCI, A., DIONISI, D., MAJONE, M., ROLLE, E., SMURRA, P., 2001, "Aerobic Storage by Activated Sludge on Real Wastewater", *Wat. Res.*, v. 35, n. 16, pp. 3833-3844.

CHO, S. H., CHANG, H. N., PROST, C., 1996, "Steady State Analysis of the Coupling Aerator and Secondary Settling Tank in Activated Sludge Process", *Wat. Res.*, v. 30, n. 11, pp. 2601-2608.

COSTA, F. C., RODRIGUES, F. A. M., FONTOURA, G. A. T., CAMPOS, J. C., SANT'ANNA JR, G. L., DEZOTTI, M., 2003, "Tratamento do Efluente de uma Indústria Química pelo Processo de Lodos Ativados Convencional e Combinado com Carvão Ativado", *Engenharia Sanitária e Ambiental*, v.8 (4), pp. 274-284.

DAVIS, R. D., HALL, J. E., 1997, "Production, Treatment and Disposal of Wastewater Sludge in Europe from a UK Perspective", *Eur. Water Pollut. Control*, v. 7 (2), pp. 9-17.

DOEDEL, E. J., KERNEVEZ, J. P., 1986, *Auto: Software for Continuation and Bifurcation Problems in Ordinary Differential Equations*, California Institute of Technology, Pasadena.

DOLD, P. L., EKAMA, G. A., MARAIS, G. V. R., 1980, "A General Model for the Activated Sludge Process", *Prog. Wat. Tech.*, v. 12, pp. 47-77.

EKAMA, G. A., MARAIS, G. V. R., 1979, "Dynamic Behavior of the Activated Sludge Process", *J. Water Pollution Control Fed.*, v. 51, pp. 534-556.

EPA - 530-R-99-009 – Biosolids Generation, Use, and Disposal in the United States, Environmental Protection Agency, United States, September 1999.

GERNAEY, K. V., LOOSDRECHT, M. C. M. V., HENZE, M., LIND, M., JORGENSEN, S. B., 2004, “Activated Sludge Wastewater Treatment Plant Modelling and Simulation: State of the Art, Review”, *Environmental Modelling & Software*, v. 19, pp. 763-783.

HAANDEL, A. C., EKAMA, G. A., MARAIS, G. V. R., 1981, “The Activated Sludge Process: Part 3 – Single Sludge Denitrification”, *Wat. Res.*, v. 15, pp. 1135-1152.

HAANDEL, A., MARAIS, G., 1999, *Comportamento do Sistema de Lodo Ativado; Teoria e Aplicações para Projetos e Operação*, egraf, Campina Grande, PB.

HENZE, M., GUJER, W., MINO, T., LOOSDRECHT, MCM., 2000, *Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d, e ASM3, Scientific an technical report No. 9*, IWA Publishing, London, UK.

HO, K. M., GREENFIELD, P. F. G., 1991, *Design parameters for biological nutrient removal plants.*, Department of Chemical Engineering, University of Queensland, Brisbane, Australia.

IACOPOZZI, I., INNOCENTI, V., MARSILI-LIBELLI, S., GIUSTI, E., 2006, “A Modified Activated Sludge Model No. 3 (ASM3) with Two-Step Nitrification–Denitrification”, *Environmental Modelling & Software*, *In Press, Corrected Proof*.

IBRAHIM, G., ABASAEED, A. E., 1995, “Modelling of Sequencing Batch Reactors”, *Wat. Res.*, v. 29, n. 7, pp. 1761-1766.

ISAACS, S., HANSEN, J. A., SCHMIDT, K., HENZE, M., 1995, “Examination of the Activated Sludge Model no. 2 with an Alternating Process”, *Water Science & Technology*, v. 31 (2), pp. 55-66.

JEPPSSON, U., 1996, *Modelling Aspects of Wastewater Treatment Processes*, PhD thesis, Lund Institute of Technology, Sweden.

JORDÃO, E. P., PÊSSOA, C. A., 2005, *Tratamento de Esgotos Domésticos*, 4 ed, Rio de Janeiro, Brasil, Segrac.

KABOURIS, J. C., GEORGAKAKOS, A. P., 1996a, “Parameter and State Estimation of the Activated Sludge Process – I Model Development”, *Wat. Res.*, v. 30, n. 12, pp. 2853-2865.

KABOURIS, J. C., GEORGAKAKOS, A. P., 1996b, “Parameter and State Estimation of the Activated Sludge Process – II. Applications”, *Wat. Res.*, v. 30, n. 12, pp. 2867-2882.

KABOURIS, J. C., GEORGAKAKOS, A. P., 1996c, “Parameter and State Estimation of the Activated Sludge Process: On-line Algorithm”, *Wat. Res.*, v. 30, n. 12, pp. 3115-3129.

KESSLER, L. H., NICHOLS, M. S., 1935, “Oxygen Utilization by Activated Sludge”, *Sewage Works J.*, v. 7, pp. 810.

KIM, J. R., KO, J. H., LEE, J. J., KIM, S. H., PARK, T. J., KIM, C. W., WOO, H. J., 2006, “Parameter Sensitivity Analysis for Activated Sludge Models No. 1 and 3 Combined with One-Dimensional Settling Model”, *Water Science & Technology*, v. 53, n. 1, pp. 129-138.

KIM, H., MCAVOY, T. J., ANDERSON, J. S., HAO, O. J., 2000, “Control of an Alternating Aerobic–Anoxic Activated Sludge System — Part 2: Optimization Using a Linearized Model”, *Control Engineering Practice*, v. 8 (3), pp. 279-289.

KOCH, G., KÜHNI, M., GUJER, W., SIEGRIST, H., 2000, “Calibration and Validation of Activated Sludge Model No. 3 for Swiss Municipal Wastewater”, *Wat. Res.*, v. 34, n. 14, pp. 3580-3590.

KOCH, G., KÜHNI, M., RIEGER, L., SIEGRIST, H., 2001, “Calibration and Validation of an ASM3-Based Steady-State Model for Activated Sludge Systems—Part II: Prediction of Phosphorus Removal, *Wat. Res.*, v. 35 (9), pp. 2246-2255.

KOCH, G., KÜHNI, M., SIEGRIST, H., 2001, “Calibration and Validation of an ASM3-Based Steady-state Model for Activated Sludge Systems—Part I: Prediction of Nitrogen Removal and Sludge Production”, *Wat. Res.*, v. 35 (9), pp. 2235-2245.

KRISHNA, C., LOOSDRECHT, C. M. V., 1999, “Substrate Flux into Storage and Growth in Relation to Activated Sludge Modeling”, *Wat. Res.*, v. 33, n. 14, pp. 3419-3161.

LEE, T. T., WANG, F. Y., NEWELL, R., B., 1999, “Dynamic Modeling and Simulation of Activated Sludge Process Using Orthogonal Collocation Approach”, *Wat. Res.*, v. 33, n. 1, pp. 73-86.

LESSARD, P., BECK, M. B., 1993, “Dynamic Modelling of the Activated Sludge Process: A Case Study”, *Wat. Res.*, v. 27, n. 6, pp. 963-978.

MAKINIA, J., ROSENWINKEL, K. H., SPERING, V., 2005, “Long-Term Simulation of the Activated Sludge Process at the Hanover-Gümmerwald Pilot WWTP”, *Wat. Res.*, v. 39 (8), pp. 1489-1502.

MAKINIA, J., WELLS, S. A., 2000a, “A General Model of the Activated Sludge Reactor with Dispersive Flow – I. Model Development and Parameter Estimation”, *Wat. Res.*, v. 34, n. 16, pp. 3987-3996.

MAKINIA, J., WELLS, S. A., 2000b, “A General Model of the Activated Sludge Reactor with Dispersive Flow – II. Model Verification and Application”, *Wat. Res.*, v. 34, n. 16, pp. 3997-4006.

MARAIS, G. V. R., EKAMA, G. A., 1976, "The Activated Sludge Process Part I – Steady State Behaviour", *Water S. A.*, v. 2, pp. 163-200.

MARYNS, F., BAUWENS, W., 1997, "The Application of the Activated Sludge Model No.1 to a River Environment", *Water Science & Technology*, v. 36 (5), pp. 201-208.

MATIAS, V. R. F., CAMMAROTA, M. C., SANT'ANNA JR., G. L., 2003, "Extraction of Activated Sludge Bacteria Exopolymers by Ultrasonification", *Biotechnology Letters*, v. 25, pp. 1351-1356.

NIELSEN, J., NIKOLAJSEN, K., 1988, *Review and Discussion of Literature on Mathematical Models on Microbial systems, Structure Models for Microbial Systems*, Status report 2, Department of Biotechnology, Technical University of Denmark.

NOWAK, O., FRANZ, A., SVARDAL, K., MÜLLER, V., KÜHN, V., 1999, "Parameter Estimation for Activated Sludge Models with the Help of Mass Balances", *Water Science & Technology*, v. 39 (4), pp. 113-120.

NOTO, K., OGASAWARA, T., SUWA, Y., SUMINO, T., 1998, "Complete Oxidation of High Concentration of Ammonia by Retaining Incompatible Nitrification Activities in Three-Vessel System", *Wat. Res.*, v. 32 (3), pp. 769-773.

NUHOGLU, A., KESKINLER, B., YILDIZ, E., 2005, "Mathematical Modelling of the Activated Sludge Process – The Erzincan Case", *Process Biochemistry*, v. 40, pp. 2467-2473.

PEREIRA, M. N. L., ROCHE, N., WEISS, B., PROST, C., CORRIOU, J. P., 1996, "Methodology for the Development of a Wastewater Treatment Plant Simulator", *Computers Chem. Engng.*, v. 20, pp. 1395-1400.

PLATTES, M., HENRY, E., SCHOSSELER, P. M., WEIDENHAUPT, A., 2006, “Modelling and Dynamic Simulation of a Moving Bed Bioreactor for the Treatment of Municipal Wastewater”, *Biochemical Engineering Journal*, v. 32 (2), pp. 61-68.

PETZOLD, L. R. 1983. *A Description of DASSL.: A differential / algebraic system solver In IMACS Transactions of Scientific Computation*, Stepleman, R. S., Ed North-Holland, Amsterdam.

RAMALHO, R. S., 1983, *Introduction to Wastewater Treatment Processes*, 2 ed., U.S.A., Academic Press.

REZENDE, A. A. P., MATOS, A. T., SILVA, C. M., 2000, “Utilização do Efluente de Indústria de Celulose e Papel em Irrigação – Uma Revisão”, In: *ABTCP-TAPPI, Congresso Internacional de Celulose e Papel*, São Paulo, Outubro.

RIEGER, L., KOCH, G., KÜHNI, M., GUJER, W., SIEGRIST, H., 2001, “The Eawag Bio-P Module for Activated Sludge Model no. 3”, *Wat. Res.*, V. 35 (16), pp. 3887-3903.

ROQUES, H., 1980, *Fondements Theoriques du Traitement Biologique des Eaux 1*, Technique et Documentation, Deuxième edition.

SANT’ANNA JR, G. L., *Processos Aeróbios de Tratamento de Efluentes*, Programa de Engenharia Química, COPPE/UFRJ, 2004.

SCHROEDER, E. D., 1971, “The Effect of Cell Recycle on Activated Sludge Process Operation”, *Wat. Res. Pergamon Press*, v. 5, pp. 29-39.

SMETS, I. Y., HAEGEBAERT, J. V., CARRETTE, R., IMPE, J. F., 2003 “Linearization of the Activated Sludge Model ASM1 for Fast and Reliable Predictions”, *Wat. Res.*, v. 37 (8), pp. 1831-1851.

SPERLING, M., 1997, *Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias Vol.4, Lodos Ativados*, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, UFMG.

SUNDSTROM, D. W., KLEI, H. E., MOLVAR, A. E., 1973, “The Use of Dimensionless Groups in the Design of Activated Sludge Reactors”, *Wat. Res. Pergamon Press*, v. 7, pp. 1905-19013.

TYTECA, D., NYNS, E. J., 1979, “Design and Operational Charts for Complete Mixing Activated Sludge Systems”, *Wat. Res.*, v. 13, pp. 929-948.

VANRPLEGHEM, P. A., SPANJERS, H., PETERSEN, B., GINESTETF, P., TAKACS, I., 1999, “Estimating (Combinations of) Activated Sludge Model No. 1 Parameters and Components by Respirometry”, *Water Science & Technology*, v. 39 (1), pp. 195-214.

WEF, 1996, *Manual of Practice – MOP11, Operation of Municipal Wastewater Treatment Plants*, v.2, 5th edition, Water Environment Federation, Alexandria.

ZHAO, Q. L., KUGEL, G., 1997, “Thermophilic/Mesophilic Digestion of Sewage Sludge and Organic Waste”, *J. Environ. Sci. Health*, v. 31, pp. 2211-2231.

Legislação:

DZ.209.R-2 – Diretriz de Controle de Efluentes Líquidos Industriais. Aprovada pela CECA em 1997, publicada em 1987.

DZ-942.R-7 – Diretriz do Programa de Autocontrole de Efluentes Líquidos – PROCON ÁGUA. Aprovada pela CECA em 1990, publicada em 1991.

DZ-205.R-5 – Diretriz de Controle de Carga Orgânica em Efluentes Líquidos de Origem Industrial. Aprovada pela CECA em 1991, publicada em 1991.

DZ.215.R-1 – Diretriz de Controle de Carga Orgânica Biodegradável em Efluentes Líquidos de Origem não Industrial. Aprovada pela CECA em 1994, publicada em 1994.

Resolução Conama Nº 20, de 18 de junho de 1986.

Resolução Conama Nº 357, de 17 de março de 2005.

Sites:

CEDAE: www.cedae.rj.gov.br

Comlurb: <http://www.rio.rj.gov.br/comlurb>

Environmental Protection Agency, United States: www.epa.gov

Feema: www.feema.rj.gov.br

Ministério do Meio Ambiente: www.mma.gov.br

Tribel: www.tribel.com.br

Santec: www.santecresiduos.com.br

ANEXO I

A Tabela I.1 apresenta a representação matricial do modelo ASM1.

Tabela I.1: Representação matricial do modelo ASM1

Component ↓ Process	Component +															
	i	j	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	Process Rate, ρ_j [$ML^{-3}T^{-1}$]
1 Aerobic growth of heterotrophs			S_1	$\frac{1}{Y_H}$				1		$\frac{1-Y_H}{Y_H}$						$\mu_H \left(\frac{S_1}{K_S + S_1} \right) \left(\frac{S_0}{K_{O,H} + S_0} \right) X_{R,H}$
2 Anoxic growth of heterotrophs				$\frac{1}{Y_H}$				1		$\frac{1-Y_H}{2.86 Y_H}$						$\mu_H \left(\frac{S_1}{K_S + S_1} \right) \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_0} \right) X_{R,H}$ $\times \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_a X_{R,H}$
3 Aerobic growth of autotrophs									1	$\frac{4.57 - Y_A}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$	$\frac{-i_{Xa} - 1}{14 - 7Y_A}$				$\mu_A \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_0}{K_{O,A} + S_0} \right) X_{R,A}$
4 Decay of heterotrophs							$1 - f_p$									$b_H X_{R,H}$
5 Decay of autotrophs							$1 - f_p$									$b_A X_{R,A}$
6 Ammonification of soluble organic nitrogen												1				$k_p S_{NO} X_{R,H}$
7 Hydrolysis of entrapped organics			1													$k_p \left(\frac{X_H}{K_{O,H} + X_H} \right) \left(\frac{S_0}{K_{O,H} + S_0} \right) X_{R,H}$ $+ \eta_h \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_0} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) X_{R,H}$
8 Hydrolysis of entrapped organic nitrogen																$\rho_1 (X_{NO} / X_0)$
Observed Conversion Rates [$ML^{-3}T^{-1}$]			$r_i = \sum_j v_{ij} \rho_j$													
Stoichiometric Parameters: Heterotrophic yield: Y_H Autotrophic yield: Y_A Fraction of biomass yielding particulate products: f_p Mass N/Mass COD in biomass: i_{Xa} Mass N/Mass COD in products from biomass: i_{Xp}	Soluble inert organic matter [$M(COD)L^{-3}$]	Readily biodegradable substrate [$M(COD)L^{-3}$]	Particulate inert organic matter [$M(COD)L^{-3}$]	Slowly biodegradable substrate [$M(COD)L^{-3}$]	Active heterotrophic biomass [$M(COD)L^{-3}$]	Active autotrophic biomass [$M(COD)L^{-3}$]	Particulate products arising from biomass decay [$M(COD)L^{-3}$]	Oxygen (negative COD) [$M(-COD)L^{-3}$]	Nitrate and nitrite nitrogen [$M(N)L^{-3}$]	$NH_4^+ + NH_3$ nitrogen [$M(N)L^{-3}$]	Soluble biodegradable organic nitrogen [$M(N)L^{-3}$]	Particulate biodegradable organic nitrogen [$M(N)L^{-3}$]	Alkalinity - Molar units			Kinetic Parameters: Heterotrophic growth and decay: $\mu_H, K_S, K_{O,H}, K_{NO}, b_H$ Autotrophic growth and decay: $\mu_A, K_{NH}, K_{O,A}, b_A$ Correction factor for anoxic growth of heterotrophs: η_a Ammonification: k_p Hydrolysis: k_h, K_X Correction factor for anoxic hydrolysis: η_h

Referência: HENZE *et al.* (2000).

ANEXO II

A condição de não alimentação de biomassa autotrófica e heterotrófica levou ao aparecimento de uma bifurcação, em que um ramo de soluções instáveis se une a um ramo de soluções estáveis, originando um novo ramo estável e um novo ramo instável. No entanto, foram obtidas concentrações negativas para um dos ramos instáveis das variáveis biomassa autotrófica ($X_{B,A}$), nitrato (S_{NO}) e amônia (S_{NH}). As Figuras II.1, II.2 e II.3 apresentam os diagramas de continuação obtidos para as concentrações das variáveis na saída do sistema. Os ramos estável e instável originados pela bifurcação parecem se sobrepor para a biomassa autotrófica.

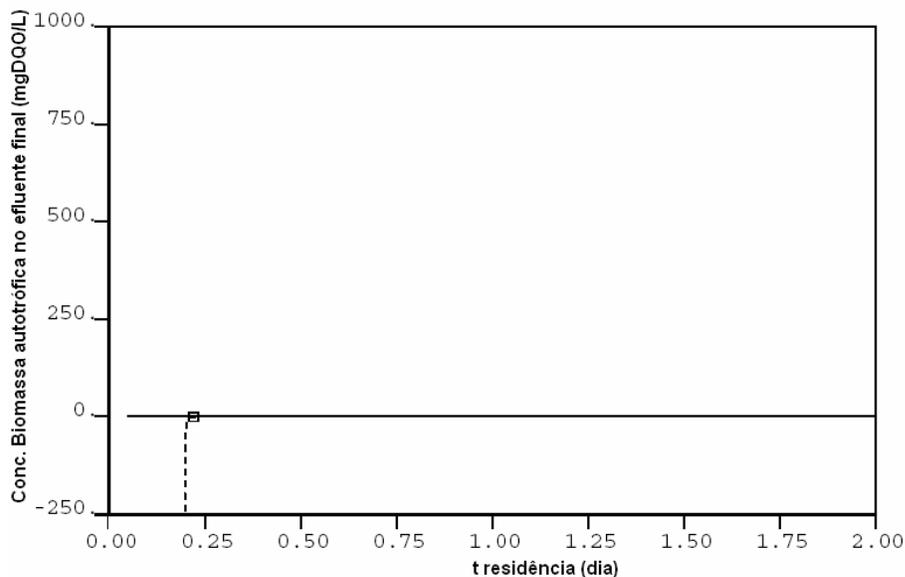


Figura II.1: Diagrama de continuação de concentração de biomassa autotrófica no efluente final como função do tempo de residência, na condição de não alimentação de biomassa, com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$ (- solução estável, -- solução instável, bifurcação).

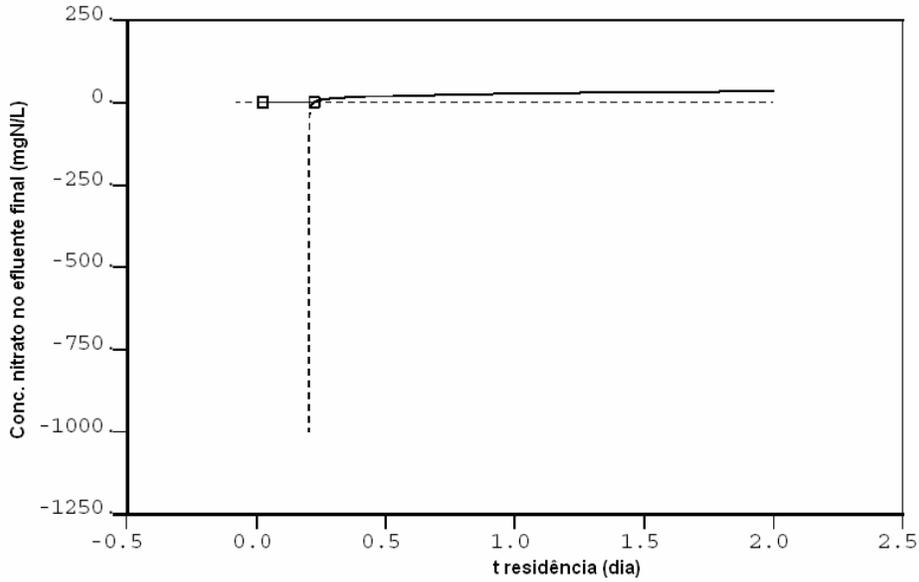


Figura II.2: Diagrama de continuação de concentração de nitrato no efluente final como função do tempo de residência, na condição de não alimentação de biomassa, com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$ (- solução estável, -- solução instável, bifurcação).

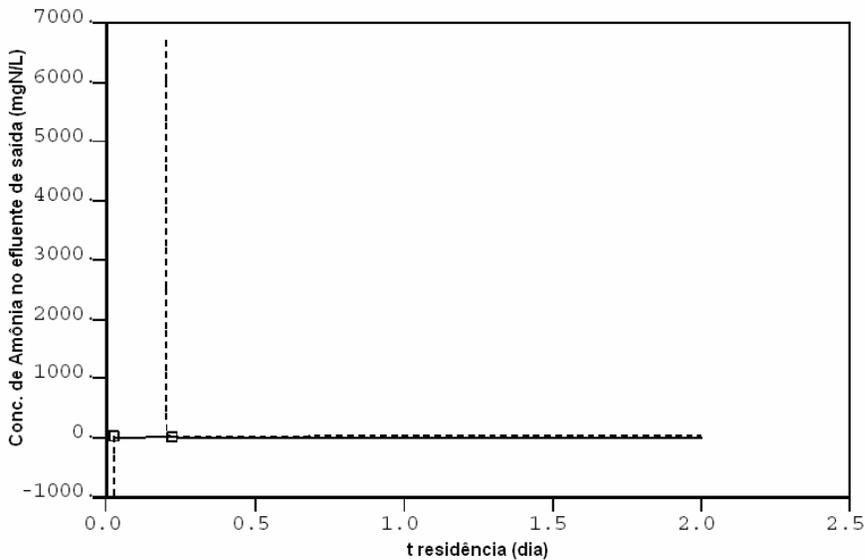


Figura II.3: Diagrama de continuação de concentração de amônia no efluente de saída como função do tempo de residência, na condição de não alimentação de biomassa, com $r = 1.0$; $k_{bt} = 0.06$ (- solução estável, -- solução instável, bifurcação).