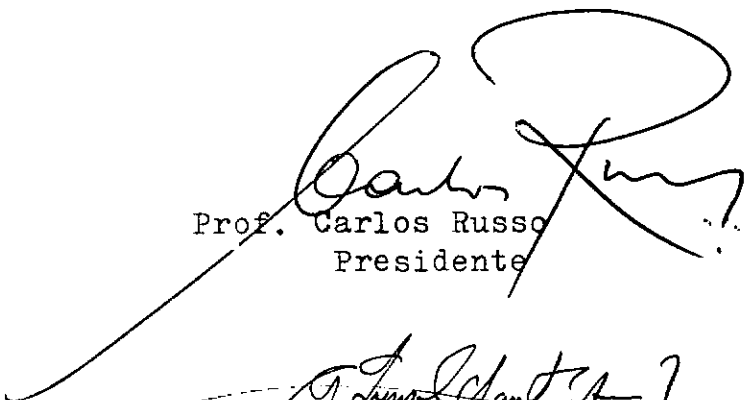


MODELAGEM DE TRATAMENTO BIOLÓGICO DE ESGOTOS  
EM REATOR BATELADA SEQUENCIAL

Wellington Santos de Andrade

TESE 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 (M.Sc.) EM ENGENHARIA CIVIL.


Aprovada por:



Prof. Carlos Russo  
Presidente



Prof. Geraldo Lippel Sant'Anna Junior



Prof. Ricardo de Andrade Medronho



Prof. Luiz Carlos Wrobel

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL  
ABRIL DE 1988

ANDRADE, WELLINGTON SANTOS DE

Modelagem de Tratamento Biológico de Esgotos em Reator Batelada Sequencial (Rio de Janeiro) 1988.

IX, 113 p. 29,7 cm (COPPE/UFRJ, M.Sc., Engenharia Civil, 1988)

Tese - Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE

1. Efluentes. 2. Processo de Tratamento

I. COPPE/UFRJ

II. Título (série)

À memória de minha mãe, pelo incentivo  
que sempre me deu.

À Luzia, pelo apoio.

À Diogo, pelas horas divididas.

AGRADECIMENTOS

- Ao Professor Carlos Russo, pela orientação e acompanhamento em todas as fases de desenvolvimento deste trabalho.

- Ao Professor Geraldo Lippel, pelas sugestões, críticas e acompanhamento na fase final.

- Ao amigo Julian, pela orientação na parte computacional.

- À amiga Maria Inês, pelo incentivo.

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

MODELAGEM DE TRATAMENTO BIOLÓGICO DE ESGOTOS EM  
REATOR BATELADA SEQUENCIAL

Wellington Santos de Andrade

Abril / 1988

Orientador : Prof. Carlos Russo

Programa : Engenharia Civil

A eliminação biológica de componentes químicos e DBO tem sido realizada em sistemas nos quais a concentração do efluente no interior do reator é extremamente baixa. Sendo normalmente proporcional à concentração do substrato, a taxa de reação é baixa, necessitando um longo tempo de residência.

O presente trabalho investiga a vantagem cinética do reator batelada e indica a possibilidade de seu uso em alternativa ao convencional sistema contínuo.

É apresentado um modelo matemático envolvendo as duas fases de despoluição: - remoção carbonácea e nitrificação. Com a formulação de um programa computacional são realizadas simulações de tratamento, investigando o comportamento dos principais parâmetros intervenientes.

Os estudos concentram-se no tempo de enchimento, carga orgânica afluyente, concentração de microorganismos e suas características de desenvolvimento.

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

BIOLOGICAL WASTEWATER TREATMENT MODELING  
USING SEQUENCING BATCH REACTOR

Wellington Santos de Andrade

April / 1988

Chairman : Prof. Carlos Russo

Department : Civil Engineering

The biological removal of chemical pollutants and BOD from sewage has been performed in continuous stirred tank reactors, operating at very low concentration of effluent within the reactor. The rate of reaction is normally proportional to concentration and therefore very long residence time is required.

This work examines the kinetic advantage obtainable with batch reactors and points to the possibility of their use instead of the conventional continuous reactors.

A mathematical model is presented, including the two phases of treatment - carbonaceous material and nitrification.

A computer simulation of the treatment is used to predict the behavior of the main system parameters.

The study focuses the influence of filling time, incoming organic load, microorganism concentration and their growth characteristics.

## ÍNDICE

	Pág.
CAPÍTULO I - CONSIDERAÇÕES GERAIS .....	1
I.1 Introdução .....	1
I.2 Objetivo .....	5
I.3 Metodologia .....	6
I.4 Pesquisa Bibliográfica .....	7
CAPÍTULO II - READORES .....	11
II.1 Características dos Reatores .....	11
II.2 Relações Cinéticas do Reator Batelada .	13
II.3.1 Modelo de MONOD .....	15
II.3.2 Modelo de HERBERT .....	16
II.3 Reator Contínuo .....	17
II.4 Reator Batelada Sequencial - Apresenta- ção .....	18
CAPÍTULO III - TRATAMENTO POR LODO ATIVADO.....	25
III.1 Aspectos Gerais.....	25
III.2 Relações de Transformações.....	27
III.3 Interação Microbiana .....	29
III.4 Desenvolvimento de Bactérias .....	32
III.5 Efeito da Concentração do Substrato na Taxa Específica Máxima de Crescimento Microbiano.....	33
III.6 Expressão Matemática para a Relação k/S.....	36
III.7 Taxa de Remoção de Substrato por Ação Microbiana .....	37
CAPÍTULO IV - REATOR BATELADA SEQUENCIAL - TRATAMENTO CINÉTICO .....	39
IV.1 Particularidades das Fases de Enchimen- to e Reação.....	39

IV.2	Análise Sobre Utilização do Substrato..	41
IV.3	Avaliação Numérica Comparativa dos Volu- mes dos Reatores Batelada e Contínuo..	44
CAPÍTULO V - FORMULAÇÃO DO MODELO.....		46
V.1	Remoção Carbonácea .....	46
V.1.1	Balanço de Massa do Substrato....	46
V.1.2	Balanço de Massa dos Heterotrófi- cos.....	47
V.2	Nitrificação.....	48
V.2.1	Introdução.....	48
V.2.2	Relações Matemáticas.....	50
V.2.2.1	Amônia .....	50
V.2.2.2	Nitrosomonas.....	54
V.2.2.3	Nitrobacter.....	54
V.2.2.4	Nitrito.....	55
V.2.2.5	Nitrato.....	57
V.3	Definição de Parâmetros.....	58
V.3.1	Carga Orgânica.....	59
V.3.2	Amônia.....	59
V.3.3	Taxas de Desenvolvimento de Micro- organismos.....	59
V.3.4	População Microbiana.....	60
V.3.4.1	População Total.....	61
V.3.4.2	População Nitrificante...	62
CAPÍTULO VI - ESTRATÉGIAS DE FUNCIONAMENTO.....		63
VI.1	Introdução.....	63
VI.2	Condições Ambientais.....	64
VI.2.1	Temperatura.....	64
VI.2.2	pH.....	64
VI.2.3	Oxigênio Dissolvido.....	65
VI.3	Condições Operacionais.....	68
CAPÍTULO VII - RESULTADOS E ANÁLISES.....		73

VII.1	Introdução.....	73
VII.2	Tempo de Enchimento.....	73
VII.3	Carga Orgânica.....	76
VII.4	Concentração Inicial de Microorganismos	78
	VII.4.1 Microorganismos Heterotróficos.	78
	VII.4.2 Percentagem de Autotróficos....	80
VII.5	Variação de Concentração de Amônia na Corrente de Alimentação.....	83
VII.6	Taxas de Crescimento Específico dos Au- totróficos.....	84
CAPÍTULO VIII - ANTE PROJETO RBS.....		86
CAPÍTULO IX - CONCLUSÕES .....		89
BIBLIOGRAFIA .....		92
APÊNDICE I .....		95
APÊNDICE II .....		98
APÊNDICE III .....		110
SIMBOLOGIA DOS PARÂMETROS .....		112

## CAPÍTULO I

## CONSIDERAÇÕES GERAIS

## I.1 - INTRODUÇÃO

Foram necessários 7.000 anos de história organizada para que nosso planeta, em 1830, alcançasse o primeiro bilhão de seres humanos. O segundo bilhão foi alcançado em menos de 100 anos, em 1927. O terceiro bilhão em 1957, e hoje somos 5 bilhões de habitantes na Terra.

Considerando esses dados históricos, é de se esperar no findar desse segundo milênio, uma população de 7 bilhões de seres humanos dependendo dos recursos naturais da Terra.

A partir desses dados nos é claro que os problemas de atendimento à vida tornam-se acentuadamente crescentes. Isso impõe ao homem a necessidade de pesquisas em diversas áreas a fim de manter, e com qualidade, a vida na Terra. Alguns problemas, em épocas diversas, têm despertado urgência para a solução de manutenção da vida humana. Assim, tivemos a grande peste que matou 1 em cada 2 habitantes nos idos de 500 A.C. e temos hoje a AIDS que desperta a atenção para o grande perigo nos tempos atuais.

Outro tipo de problema que alerta a humanidade é o constante desequilíbrio entre a população e os recursos naturais em disponibilidade. - Até quando teremos água e alimento suficientes para atender a todos? - A água, constituindo um dos princípios básicos da vida, tem se transformado, em algumas regiões, em elemento de difícil obtenção, face à má utilização dos mananciais disponíveis.

O crescimento demográfico e a conseqüente ocupação desordenada dos espaços têm, de diversas maneiras, provocado a

constante degradação de nossos mananciais, ameaçando o atendimento da atividade primaz - a vida humana.

O homem atinge um contingente em determinada área e torna, por vezes, os recursos hídricos insuficientes, ou sua presença poluidora impede a manutenção saudável desses mesmos recursos. Essa é, em síntese, a questão do problema a ser resolvido. E, tardando a solução, corremos o risco de deixarmos para a população futura uma qualidade de vida que acarretará o aparecimento de uma nova espécie de ser humano, adaptada às condições severas de meio ambiente a que estamos sendo levados.

Embora possa parecer uma visão apocalíptica, é certo que a contaminação do meio ambiente e a não garantia do abastecimento d'água a custos suportáveis podem ser um grande perigo, principalmente para os países mais pobres.

A relação homem/água é permanente enquanto há vida. Ingerimos em média 3 litros de líquido por dia em diferentes formas e geramos um efluente de até 250 litros no mesmo período. Esse volume pode ser representado pelo banho, descarga sanitária, limpeza doméstica e outras formas de caráter domiciliar. Em aplicações industriais os efluentes podem apresentar uma variação considerável, tanto no aspecto de vazão como na composição de suas características físico químicas.

Outros tipos de relação podem ainda ser analisados. A água faz parte intrínseca de nosso ecossistema, mantendo um número incontável de espécies vegetais e animais.

Para a nossa respiração 70% do oxigênio são provenientes da atividade fotossintética de plânctons marítimos.

Além do uso vital, o homem depende da água para outras atividades como transporte, recreação, higiene, indústria e geração de energia elétrica.

Em decorrência desses fatores as águas servidas devem ser tratadas com o objetivo de voltarem aos corpos receptores

sem lhes comprometer a qualidade natural ou de voltar diretamente ao consumo, em regiões onde os mananciais já não atendem satisfatoriamente à demanda.

O problema de atendimento para o consumo após a reciclagem é um fato já existente em diversos países. Nesses casos, a distribuição é feita através de duas redes distintas. Uma com grau de potabilidade para o consumo humano e outra para fins de limpeza e outras aplicações menos nobres.

Para manter em equilíbrio a ocupação e conservação dos recursos d'água, o homem vem travando uma luta em duas linhas distintas. Uma no desenvolvimento de técnicas de gerenciamento desses recursos, outra na pesquisa de processos de conservação da qualidade dentro de determinados padrões.

Na primeira linha temos como exemplo a atualização de legislação a fim de manter a concentração dos agentes poluidores dentro de faixas definidas para cada tipo de corpo receptor. No desenvolvimento de processos a finalidade é a aplicação de técnicas de redução da carga poluidora antes da liberação de um efluente.

A política de controle da poluição reside no equilíbrio de disponibilidade de recursos e da qualidade de tratamento desejada. Os recursos disponíveis abrangem os aspectos técnicos, econômicos, humanos e físicos. Assim, com vista nos resultados desejados, o problema fica condicionado à interdependência dos seguintes itens:

- Determinação do padrão de qualidade de tratamento desejado.

- Pesquisa de informações técnicas aplicáveis ao caso específico.

- Seleção e adaptação às condições locais de soluções já experimentadas.
- Desenvolvimento de novas técnicas de maneira a atender às novas exigências no padrão de tratamento.
- Alocação de recursos para implantação de novas instalações.
- Treinamento de pessoal de operação e manutenção.

## I.2 - OBJETIVO

Durante muito tempo o processo de depuração de efluentes cuidava basicamente da remoção da matéria carbonácea. Com a crescente utilização de compostos nitrogenados, necessário se faz a atualização de leis que controlam a qualidade dos efluentes, bem como o estudo de processos que incluam a remoção desses compostos.

O presente trabalho apresenta a inclusão do processo de nitrificação no tratamento de efluentes, acompanhando o interesse face às novas legislações, principalmente nos países mais desenvolvidos. Essa atitude visa buscar um menor impacto ao meio ambiente.

A idéia básica parte da comparação da cinética do reator contínuo com a do batelada. No reator contínuo a concentração do substrato permanece constante e a baixo valor. Sendo proporcional à concentração do substrato, o reator contínuo apresenta baixa taxa de remoção, quando comparado ao reator batelada.

A partir do desenvolvimento das equações que governam as duas fases de poluição adotando a cinética do reator batelada, o próximo passo é a solução do sistema de equações resultante, dando origem às curvas de variação de concentração das incógnitas.

O modelo gerado possibilita a simulação de uma etapa completa de tratamento, incluindo as fases de despoluição de matéria carbonácea e componentes nitrogenados.

Estando em funcionamento, o modelo é operado de maneira a desenvolver o estudo sobre o comportamento dos principais parâmetros.

### I.3 - METODOLOGIA

- O trabalho é desenvolvido seguindo-se a linha de tratamento biológico de efluentes, investigando-se os processos de remoção de matérias carbonácea e nitrogenada.

- São confrontadas as equações cinéticas dos sistemas de tratamento contínuo e batelada, avaliando-se os respectivos desempenhos quanto à taxa de reação e volume de reator.

- Introduzindo-se a influência da taxa de enchimento, característica intrínseca do reator batelada, são desenvolvidas as equações que governam o processo simultâneo de remoção carbonácea e nitrificação.

- A solução do sistema de equações dá origem ao programa computacional que simula o processo de tratamento.

- Com a simulação do processo através do programa computacional, são feitos estudos sobre o comportamento dos parâmetros intervenientes.

- Como aplicação prática do trabalho desenvolvido é apresentada uma orientação básica para o anteprojeto de uma unidade de tratamento de efluentes com a utilização do reator batelada sequencial.

## I.4 - PESQUISA BIBLIOGRÁFICA

As primeiras bases científicas para a compreensão do processo de tratamento de águas residuárias pelo método do lodo ativado foram desenvolvidas por ARDEN e LOCKETT em 1913. Essas bases resultaram da pesquisa sobre aeração no sistema de tratamento de esgotos de Manchester, utilizando-se um reator batelada em escala de laboratório. Esses pesquisadores, após um período de experiências, descobriram que, mantendo-se aerado o material em tratamento, obtinha-se oxidação da matéria carbonácea e nitrificação no intervalo de algumas semanas. Como resultado desse processo, permanecia no fundo, após a liberação da parte purificada, uma massa flocculenta escura.

Essa massa escura, onde permanece ativa a população de microorganismos, era utilizada consecutivamente em ciclos de tratamento. Após certo número de ciclos, retendo-se sempre o lodo acumulado, observaram que o processo de purificação ocorria progressivamente em períodos de aeração mais curtos.

Era obtida, assim, após determinado número de ciclos, uma massa de microorganismos com maior poder de ação, reduzindo-se para algumas horas o tratamento desejado.

A partir dessas pesquisas, foram desenvolvidas as técnicas tradicionais de tratamento por lodo ativado.

Embora tenha sido precursor no tratamento por lodo ativado, o reator batelada foi substituído pelo reator contínuo devido a problemas operacionais nas etapas de enchimento e descarga.

Uma das razões que impuseram o sistema batelada a permanecer restrito aos laboratórios, impedindo-o da utilização em escala ampliada, foi a inexistência, na época, de con-

troles automáticos, exigindo permanente supervisão pessoal.

Por volta de 1920, com a implantação de estações de tratamento de maior porte, fazia-se necessário a adoção de um maior grau de operação manual, em se tratando de reator batelada. Por essa razão o sistema não se tornou competitivo com o reator contínuo.

Com o desenvolvimento de dispositivos de controle automático, como temporizadores mecânicos e eletrônicos, sensores de nível, solenóides, medidores de vazão, válvulas motorizadas e microprocessadores, tornou-se possível um melhor gerenciamento das diversas etapas de funcionamento do sistema batelada, com menor intervenção de operadores.

A principal tentativa de reativar as pesquisas com reatores em batelada ocorreu nos Estados Unidos na década de 50, com os estudos de HOOVER e FORGES. Esse período, entretanto, teve vida curta e limitou-se a aplicação na indústria leiteira.

Recentemente, no final dos anos 70, é que as pesquisas com reatores em batelada realizadas na Universidade de Notre Dame - Indiana, nos Estados Unidos, despertaram maior atenção na comunidade científica.

Tais pesquisas foram orientadas por ROBERT L. IRVINE e resultaram eficientes nos tratamentos químico e biológico. Inicialmente restrito à remoção de matéria carbonácea, a aplicação do reator batelada estendeu-se à eliminação de nitrogênio e fósforo, já na atual década.

Coube a IRVINE e ALLEMAN, esse da Universidade de Maryland, o início da extensão do uso do reator batelada no processo da nitrificação. Esses pesquisadores conseguiram um efluente com redução de até 98% de carbono orgânico e compo-

nentes nitrogenados.

No início do ano de 1983, JOANN SILVERSTEIN da Universidade do Colorado e EDWARD D. SCHROEDER da Universidade da Califórnia [1] apresentaram um trabalho demonstrando ser o reator batelada eficiente também no processo da denitrificação. Para um afluente com concentração de 50,0 mg/l de  $\text{NH}_4^+$  conseguiu-se, após o período de aeração, uma concentração de  $(\text{NO}_2^- + \text{NO}_3^-)$  de 12,6 mg/l e de  $(\text{NO}_2^- + \text{NO}_3^-)\text{-N}$  de 3,2 mg/l após 4 horas de período anóxico.

E. D. SCHROEDER, já citado, e A. A. ABUFAYED da Universidade de Alfateh, na Líbia, apresentaram no início de 1986 um trabalho sobre denitrificação com reator batelada utilizando o lodo primário como fonte única de carbono orgânico [2]. Nesse trabalho é determinada a influência de alguns parâmetros sobre a taxa de remoção de nitrogênio e carbono orgânico.

Recentemente, em janeiro de 1987, uma equipe de pesquisadores liderada por L. IRVINE divulgou trabalho de investigação sobre remoção de fósforo. Esse trabalho foi desenvolvido nas instalações de uma unidade de tratamento nos EE.UU. após ter sido transformada do sistema contínuo convencional para o sistema batelada [3].

Os principais dados relacionados sobre a pesquisa são apresentados no quadro I.1.

PARÂMETRO	A FLUENTE	EFLUENTE
$\text{DBO}_5$ (mg/l)	162	6
SS (mg/l)	68	5
$\text{NH}_3\text{-N}$ (mg/l)	25	15
$\text{PO}_4\text{-P}$ (mg/l)	4,3	0,4

QUADRO I.1 - Remoção de Fósforo - Ciclo 8,8 h

Os autores, assim, evidenciam mais uma aplicação do reator batelada, destacando a propriedade do mesmo em promover, sequencialmente, as condições anóxica, anaeróbica e aeróbica. Essas condições são necessárias para promover a ação dos diversos tipos de organismos presentes no lodo biológico.

A pesquisa bibliográfica mostrou estar o assunto ainda restrito a publicações em periódicos científicos. As principais fontes de consulta sobre o sistema batelada estão inseridas nas divulgações WATER RESEARCH e JOURNAL OF WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION.

A partir da pesquisa bibliográfica determinou-se o desenvolvimento do presente trabalho, visando complementar os modelos até então apresentados. Esses modelos, em se tratando de reator batelada, têm cuidado tão somente da remoção carbonácea, negligenciando a nitrificação.

A proposta desse trabalho é, baseado na compreensão dos fenômenos que regem a interação da heterogênea população de microorganismos sobre as matérias carbonácea e nitrogenada, estabelecer um modelo que possibilite a verificação do grau de interferência de alguns dos parâmetros intervenientes.

## CAPÍTULO II

## REATORES

## II.1 - CARACTERÍSTICAS DOS REATORES

No tratamento biológico de efluentes a interação entre microorganismos e substrato desenvolve-se em sistemas, onde o elemento principal é o reator. Sua configuração é típica de cada processo, havendo, porém, sempre dispositivos para introdução e liberação de material.

Alguns sistemas apresentam dispositivos complementares como agitadores da massa líquida e mecanismos de aeração.

Uma característica que distingue um reator é a maneira como êle recebe o material a ser tratado, classificando em dois tipos distintos essa operação.

**OPERAÇÃO CONTÍNUA** - O reator recebe o material a ser tratado continuamente e as variáveis do processo sofrem transformações à medida que o líquido percorre o equipamento. Assim, as concentrações são alteradas espacialmente.

**OPERAÇÃO DESCONTÍNUA** - O reator recebe o material a ser tratado em ciclos e as variáveis do processo sofrem transformações ao longo do tempo, caracterizando, assim, o regime transiente.

As características físicas e operacionais próprias de cada sistema dependem do volume a ser tratado e do grau de depuração desejado.

O reator batelada, caracterizado pela operação descontínua, é aquele que, após concluída a transformação desejada do material nele contido, sofre o descarregamento total. No caso do reator para tratamento biológico é necessário, após cada batelada, reter-se uma população de microorganismos determinada. Essa operação tem por finalidade atender as reações dos ciclos seguintes. Por essa razão a denominação semi-batelada seria mais apropriada. Entretanto, os autores parecem ter consagrado o termo REATOR BATELADA SEQUENCIAL - RBS (SEQUENCING BATCH REACTOR - SBR).

A eliminação de compostos químicos e a redução da DBO de águas residuárias são, de um modo geral, realizadas em reatores tipo tanque pelo processo de lodo ativado, no qual as concentrações finais do efluente são extremamente baixas. Nos reatores contínuos de mistura perfeita o material nos seus interiores também se apresenta em baixa concentração.

Sendo a taxa de reação proporcional à concentração, a adoção de um sistema que trabalhe com elevada concentração representa um aumento na eficiência do tratamento. Um sistema tubular ou de tanques em série permite o processo de remoção desenvolver-se com concentrações médias mais elevadas e, em consequência, com taxas de remoção também mais elevadas.

Os reatores em batelada são similares a sistemas tubulares ou de tanques em série, onde as variações de concentração do substrato com o tempo são as mesmas com a distância nesses últimos.

## II.2 - RELAÇÕES CINÉTICAS DO REATOR BATELADA

O desenvolvimento de estudos de tratamento de efluentes torna possível a determinação das características físicas de determinado reator que, em determinado período de tempo estabelecido, realiza a remoção de determinada carga orgânica. Isso é possível através da pesquisa das curvas de decaimento da DBO e da variação de SVS.

A partir de um reator batelada contendo o rejeito a ser estudado, é introduzida uma colônia de microorganismos, injetando-se ar na massa líquida através de difusores. São coletadas amostras em determinados períodos que, analisadas dão origem às curvas típicas como as mostradas na figura II.1.

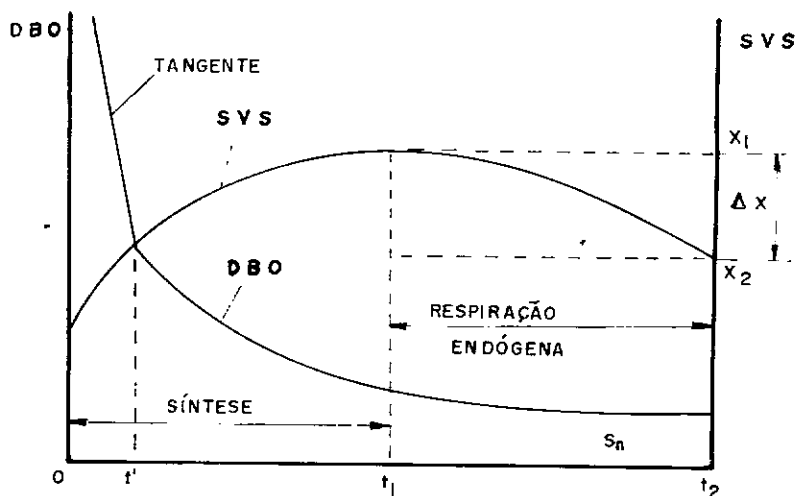


FIGURA II.1  
CURVAS TÍPICAS DE DBO e SVS p/ REATOR BATELADA

O valor da DBO, que representa a concentração da matéria orgânica biodegradável, decresce ao longo do tempo, a medida que a matéria orgânica é oxidada. O valor residual  $S_n$

representa a concentração da matéria não biodegradável.

Durante o período em que a concentração da matéria que serve de substrato é suficiente para manter o crescimento de microorganismos, a curva de SVS é ascendente. É a fase de síntese de novas células, significando que a taxa global de crescimento é maior que a taxa de mortalidade de espécies menos adaptáveis às condições da massa líquida. Após o tempo  $t_1$ , no ponto em que essas duas taxas se igualam, não havendo mais nutrientes suficientes para garantir o crescimento de microorganismos, começa a fase de respiração endógena. Os microorganismos começam a metabolizar suas próprias reservas celulares, iniciando, assim, a fase de decréscimo.

Pelo formato da curva de DBO, duas importantes relações são consideradas:

1) Em altas concentrações de substrato, a remoção de DBO segue uma cinética de ordem zero, significando uma taxa constante de reação. Na figura II.1 esse período tem a duração de  $t=0$  até  $t=t'$ , onde se observa uma declividade constante na curva de DBO.

2) Em concentrações mais baixas de substrato, a remoção de DBO segue uma cinética de primeira ordem em relação à concentração de substrato. Durante esse período ( $t > t_1$ ), a declividade da curva de DBO, que corresponde à taxa de remoção de substrato, decresce com o tempo à medida que a concentração da DBO diminui.

A partir do comportamento dessas duas curvas, diversas tem sido as tentativas de representá-las matematicamente.

Em todos os modelos que representam a cinética do

processo do lodo ativado, as variações de concentração do substrato ( $s$ ) e do lodo biológico ( $x$ ) são representadas por duas equações diferenciais:

$$\frac{ds}{dt} = f_1(x, s) \qquad \frac{dx}{dt} = f_2(x, s)$$

### II.3.1 - MODELO DE MONOD

O modelo de Monod fundamenta-se na queda de crescimento com o empobrecimento do substrato. Uma das particularidades desse modelo é a relação constante admitida entre a biomassa desenvolvida e o substrato consumido.

$$\frac{dx}{dt} = k_0 \frac{s}{s + s_1} x \qquad \frac{ds}{dt} = -\frac{k_0}{a} \frac{s}{s + s_1} x$$

$x$  = concentração de microorganismos

$s$  = concentração de substrato

$s_1$  = concentração limite

$a$  = fator de conversão de substrato em biomassa

$k_0$  = taxa de crescimento máximo

A concentração limite ou constante de saturação representa a concentração do substrato limitante quando a taxa específica de crescimento de microorganismos é igual à metade da taxa específica máxima de crescimento.

Muitas pesquisas utilizaram esse modelo e confirmaram-no para traduzir o desenvolvimento de microorganismos em cultura mista.

Alguns autores introduziram modificações no modelo original de MONOD, de maneira a melhor traduzir suas observações em estudos originais.

Destacamos, entre eles, o modelo de HERBERT.

### II.3.2 - MODELO DE HERBERT

$$\frac{dx}{dt} = \left( k_0 \frac{s}{s + s_1} - k_2 \right) x \quad \frac{ds}{dt} = -\frac{k_0}{a} \frac{s}{s + s_1} x$$

O coeficiente  $k_2$  representa o auto consumo da biomassa para satisfazer sua necessidade energética no período de baixa concentração de substrato.

Esse coeficiente representa a velocidade negativa de crescimento após a fase de estabilização observada experimentalmente por HERBERT.

Esse modelo, pelos fatos positivos apontados, será adotado no desenvolvimento do presente trabalho para a fase de remoção carbonácea.

## II.3 - REATOR CONTÍNUO

No sistema de tratamento contínuo a variação de massa do substrato é dada pela taxa de entrada no reator menos a taxa de saída, adicionada à massa envolvida na reação de de-  
gradação.

$$\frac{dC}{dt} V = qC_o - qC + Vr_s \quad (\text{II.1})$$

$C$  = concentração no efluente no tempo  $t$

$V$  = volume do reator

$q$  = vazão

$C_o$  = concentração no afluente no tempo  $t$

$r_s$  = taxa de remoção de substrato

Da equação II.1, desenvolvendo, temos:

$$\frac{dC}{dt} = \frac{q}{V}(C_o - C) + r_s \quad \frac{V}{q} = t_r$$

$t_r$  = tempo de residência

Substituindo, temos a expressão que governa as trans-  
formações no reator contínuo:

$$\frac{dC}{dt} = \frac{1}{t_r}(C_o - C) + r_s \quad (\text{II.2})$$

## II.4 - REATOR BATELADA SEQUENCIAL - APRESENTAÇÃO

Alguns aspectos fundamentais do funcionamento do reator batelada são os mesmos do reator contínuo. Em ambos é necessária a interação do material a ser tratado com a biomassa presente no líquido. O material e parte da amônia presente, quando da nitrificação, são removidos durante o processo, ocorrendo um aumento nos sólidos em suspensão e nos produtos mineralizados. Nos dois tipos de reatores a separação dos sólidos suspensos do material tratado é conseguida por sedimentação.

Uma das diferenças básicas entre os dois sistemas refere-se à taxa de enchimento, variável inerente ao processo do reator batelada. Como o reator batelada funciona a partir de um volume inicial e atinge um volume máximo, o período de tempo para esse enchimento é, notadamente na remoção carbonácea, parâmetro de significativa importância.

A composição de um sistema batelada sequencial pode ser implantada com a utilização de um ou mais tanques, cada um realizando cinco operações distintas.

**ENCHIMENTO** - operação de recebimento do material a ser tratado.

**REAÇÃO** - período de tempo necessário para que as transformações desejadas sejam alcançadas.

**SEDIMENTAÇÃO** - período de tempo durante o qual ocorre a separação dos microorganismos do material tratado.

**DESCARGA** - operação de liberação do material tratado.

TEMPO MORTO - não sendo propriamente uma operação, o tempo morto representa o período de tempo entre a descarga e o enchimento do ciclo seguinte.

No caso de utilização do reator batelada com a finalidade única de equalização, apenas a primeira e quarta operação são necessárias.

O tempo de um ciclo total de funcionamento para o reator batelada seqüencial é distinto, caso tratando-se de um sistema de tanque único (sistema simples) ou de um sistema de vários tanques (sistema múltiplo).

SISTEMA SIMPLES - período de tempo entre o início do enchimento e o final do tempo morto.

SISTEMA MÚLTIPLO - período de tempo entre o início de enchimento do primeiro tanque e o final do tempo morto do último tanque.

A necessidade de adoção do sistema de múltiplos tanques ocorre quando, enchido o tanque do reator e, ainda não completada a reação desejada, o sistema continua a receber o material a ser tratado. Nesse caso, o afluyente em excesso é direcionado para outros tanques, ocorrendo o enchimento de maneira sequencial.

O sistema de único tanque é aplicável a situações de alimentação descontínua, como nos casos de operações industriais ou em pequenas comunidades. A operação de um sistema múltiplo permite, através de controles que atendam as variações de vazão e concentração do afluyente, simular um processo de tratamento contínuo.

Esquemáticamente a figura II.2 apresenta as cinco operações durante um ciclo completo de um reator batelada sequencial com tanque único.

## PERCENTAGEM

## FINALIDADE

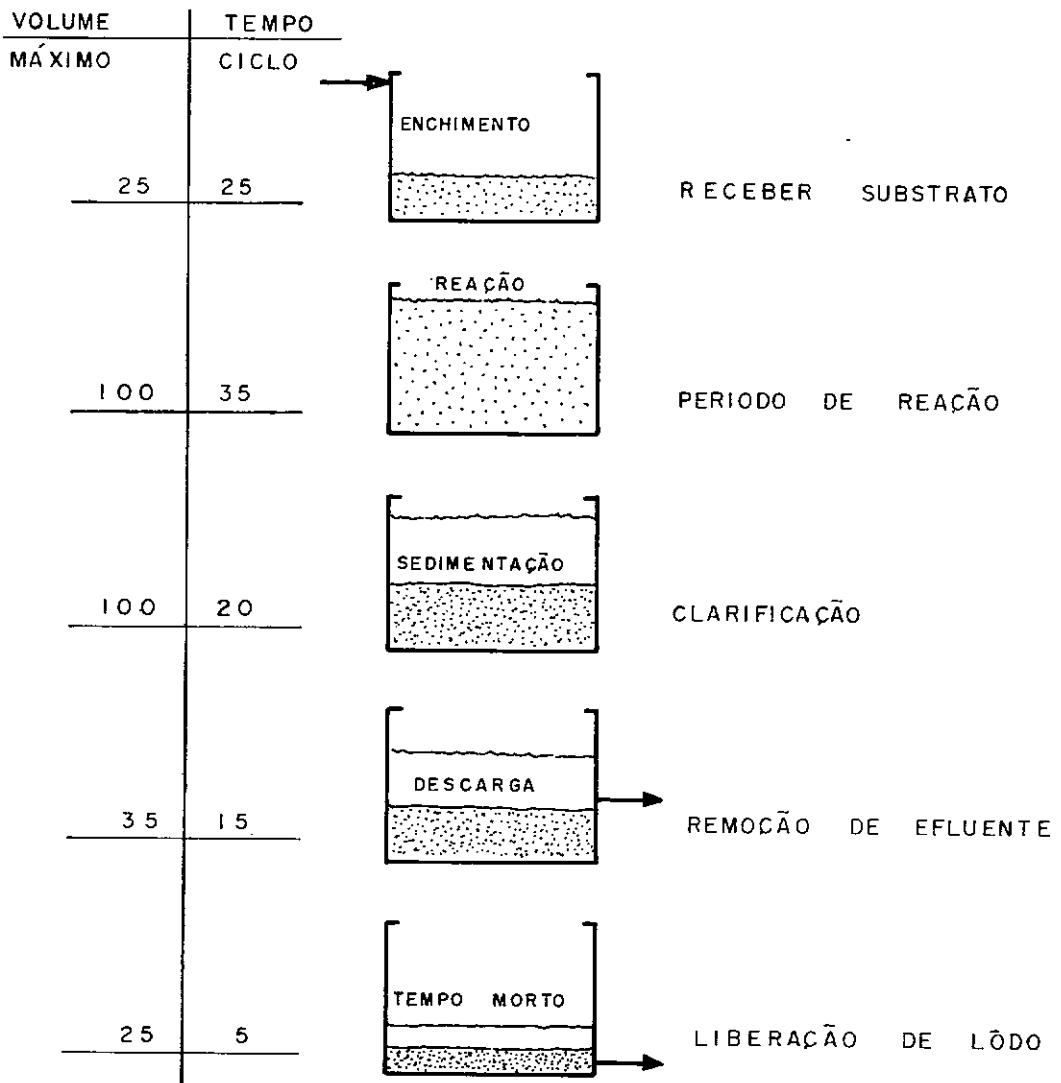


FIGURA II.2

Para a primeira operação, o volume inicial contém a massa de microorganismos que receberá o material a ser tra-

tado. Esse volume inicial é aumentado até o volume máximo, a uma taxa determinada, em função da variação de vazão. Não havendo remoção de sólidos, a reação é completada com volume constante, permanecendo em funcionamento o dispositivo de aeração, no caso de processo aeróbico.

Completada a reação desejada e ocorrida a separação dos microorganismos do líquido tratado durante a sedimentação, procede-se a operação de descarga. Aqui aparece a versatilidade do sistema batelada, visto que, sendo periódica a descarga, consegue-se controlar a qualidade do efluente. Isso é possível retendo-se o líquido em tratamento até que o mesmo atinja determinados parâmetros característicos desejados.

Durante o período morto é feita, se necessário, a remoção de parte do lodo biológico, precavendo-se em deixar uma concentração suficiente de microorganismos, de modo a atender o início do ciclo seguinte. Essa população ativa de microorganismos é capaz de realizar parte do tratamento antes mesmo de terminado o período de carga. Pode-se, se necessário, controlar o início da reação, eliminando-se a aeração durante o período de carga.

Controlando as condições de suprimento de ar e agitação mecânica são conseguidas as reações de nitrificação e denitrificação.

IRVINE et al. [4] demonstram o funcionamento de uma estação de tratamento pelo sistema RBS, a partir da transformação do original sistema contínuo. As características originais da estação em questão, situada em Culver, Indiana, são apresentadas no quadro II.1.

As etapas de pretratamento foram conservadas, utilizando-se, entretanto, apenas um tanque primário. Os tanques de clarificação secundária e desinfecção foram desativados para operação RBS. O mesmo tratamento foi dado às bombas de

reciclo.

Vazão média diária	1170 m <sup>3</sup> /dia
3 tanques clarificadores primários	64 m <sup>3</sup> cada
2 tanques de aeração	460 m <sup>3</sup> cada
2 tanques clarificadores secundários	127 m <sup>3</sup> cada
Câmara de desinfecção	65 m <sup>3</sup> uma
2 digestores aeróbios	569 m <sup>3</sup> cada
Carga afluyente	0,2 kg BOD <sub>5</sub> /kg MLSS.dia

Quadro II.1

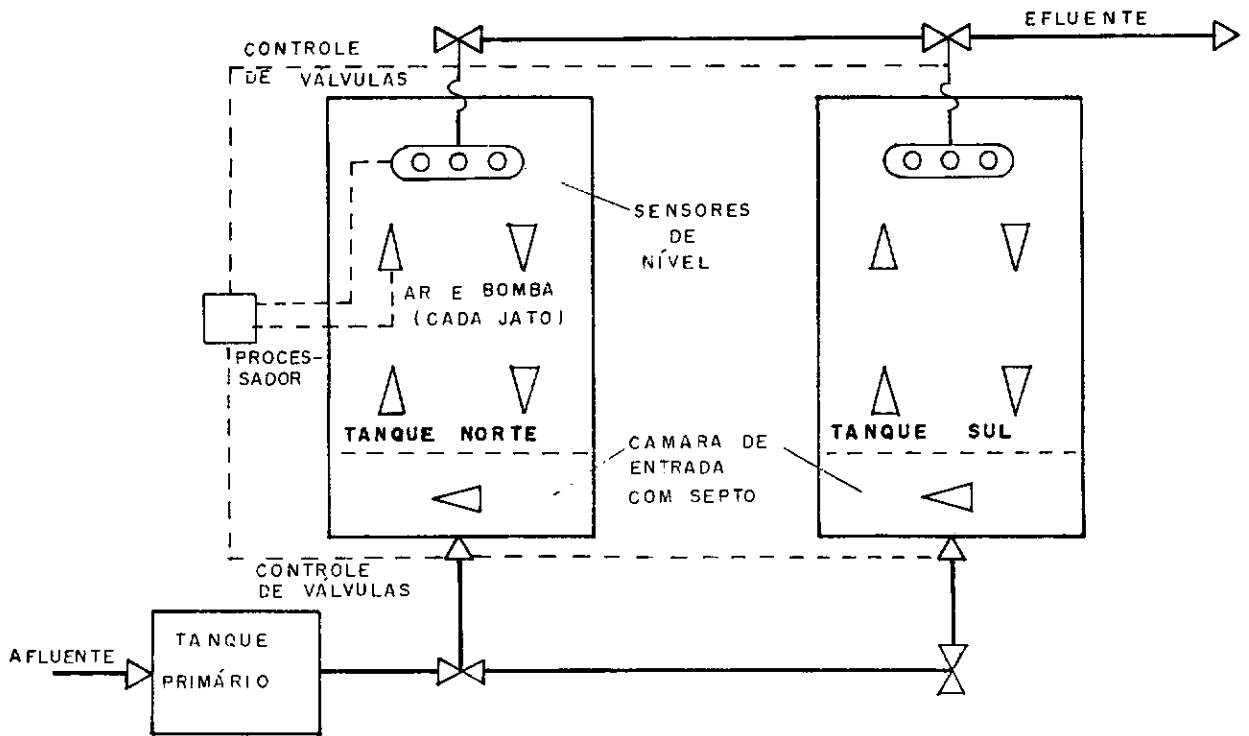
Os componentes básicos do sistema RBS são os dois tanques, Norte (N) e Sul (S). Essas duas unidades propiciam uma equalização parcial da carga, funcionando tanto como reator biológico como sedimentador.

A separação dos sólidos ocorre na fase de sedimentação, sem agitação causada por entrada, saída ou reciclo do líquido, como ocorre no convencional tratamento contínuo.

Os dispositivos de abertura e fechamento de válvulas, compressores, bombas e comportas foram ligados a um microprocessador que controla as diversas operações da instalação. O esquema da estação já convertida é apresentado na figura II.3.

Em situação de vazão excessiva, quando um dos tanques é preenchido antes que o outro tenha terminado a operação de descarga, o líquido em excesso é recebido pelo tanque em descarga através de uma câmara dotada de septo. Essa etapa é definida como enchimento I. O adicional é subdividido em II e III. O enchimento II é um período em agitação provocada pelos jatos da bomba do afluyente, porém em condições anóxicas.

O enchimento III é controlado por sensores de nível que acionam a aeração através de difusores provenientes dos compressores. Essa fase continua até que o nível do volume máximo seja atingido ou tenha decorrido um tempo limite. Nesse ponto a válvula do afluente é fechada e começa o período de reação. Instantaneamente a válvula do afluente do outro tanque é aberta, começando, então, o seu enchimento.



ESTAÇÃO CONVERTIDA PARA RBS

FIGURA. II.3

Os dados relativos aos dois tanques estão apresentados no quadro II.2. A parte volátil representa 60% do total. Além da remoção carbonácea, como os valores do quadro evidenciam, foi possível, na transformação, a remoção da maté-

ria nitrogenada. A nitrificação e a denitrificação ocorrem si multâneamente, evidenciado pelo fato de que são se observam altas concentrações de amônia nem de nitrato. Para uma concentração afluyente média de 20 mg/l de amônia, o efluente apresenta concentração de nitrogênio em torno de 3,5 mg/l.

	Esgoto Bruto	Efluente Primário	Tanque Norte	Tanque Sul
BOD <sub>5</sub> (g/m <sup>3</sup> )	157	117	9	10
MLSS (g/m <sup>3</sup> )	135	77	7	8

Quadro II.2

## CAPÍTULO III

## TRATAMENTO POR LODO ATIVADO

## III.1 - ASPECTOS GERAIS

O processo de tratamento de efluentes pelo processo do lodo ativado tem sido aplicado tanto em unidades residenciais quanto em industriais há mais de 50 anos. Após muitas décadas de implantação e operação de estações de tratamento de maneira puramente empírica, no início dos anos 60 começaram as pesquisas que deram origem a sistemas racionais de tratamento por lodo ativado. Esse processo tem por fundamento o ataque que sofre a matéria orgânica, presente em determinado rejeito, pelos microorganismos atuantes na massa líquida. Isso ocorre quando, além do substrato necessário, lhes é fornecido oxigênio suficiente, em se tratando de transformações aeróbicas. O resultado da oxidação da matéria orgânica é o lodo floculento que, quando sedimentado, forma uma fase gelatinosa no fundo do tanque.

É um processo aplicável a resíduos orgânicos biodegradáveis, utilizando-se o ar como fonte de oxigênio. Na maior parte dos reatores o ar é introduzido de maneira a promover turbulência e dissolver  $O_2$  na massa líquida.

A presença de oxigênio e substrato orgânico possibilita o desenvolvimento e manutenção da população heterogênea de microorganismos aeróbios, cuja composição varia continuamente com as características do rejeito e condições ambientais.

Uma unidade de tratamento pelo processo contínuo é apresentada na figura III.1, notando-se os principais elementos do sistema: clarificador primário, reator, clarificador secundário e bomba de reciclo.

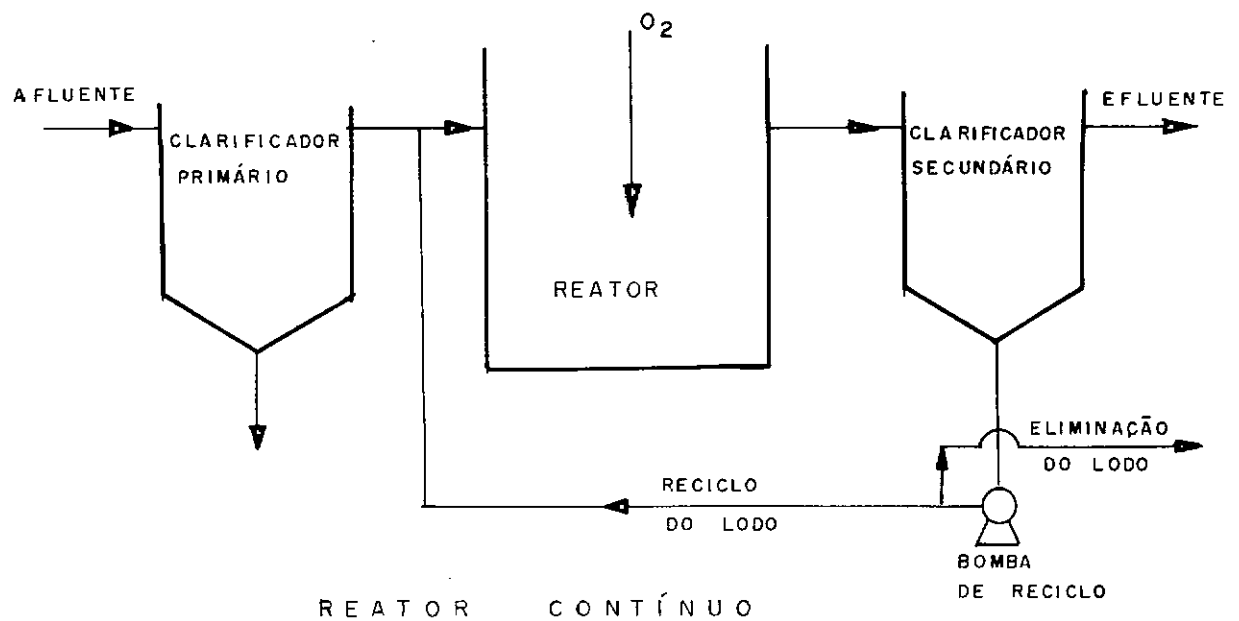


FIGURA III-1

A figura III.2 apresenta a configuração básica de um reator batelada. Nota-se, apesar de esquemático, a simplicidade do sistema. Não há bomba de reciclo e todas as etapas de tratamento são realizadas num único tanque.

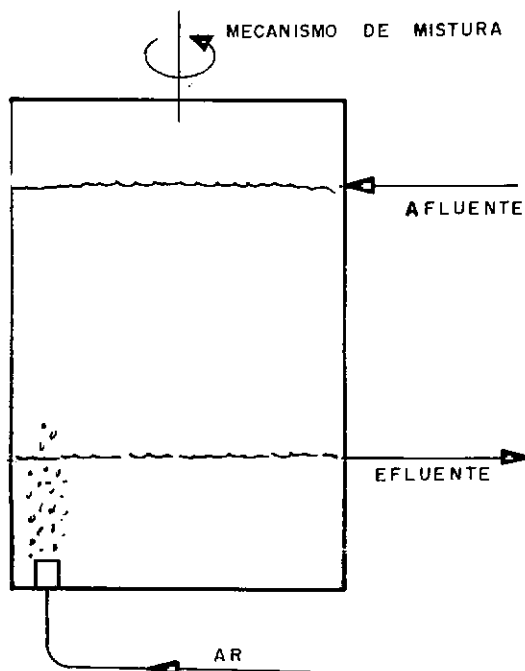


FIGURA III-2

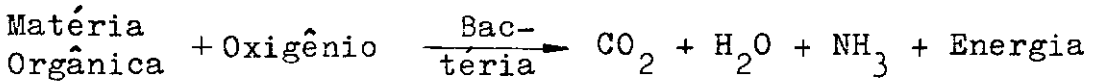
### III.2 - RELAÇÕES DE TRANSFORMAÇÕES

Sendo o processo de tratamento por lodo ativado desenvolvido por uma colônia heterogênea de microorganismos, é necessário uma compreensão de sua participação, a fim de melhor estruturação do modelo pretendido.

Estando o trabalho voltado para a oxidação biológica de matérias carbonácea e nitrogenada, temos a destacar as duas principais relações envolvidas.

#### MATÉRIA CARBONÁCEA

A oxidação da matéria carbonácea é realizada por microorganismos heterotróficos em presença de substrato e oxigênio, dando origem à criação de novas células e demais produtos resultantes da reação.

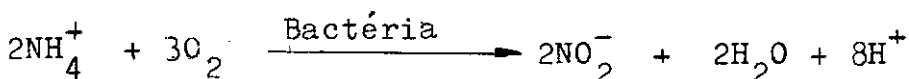


#### MATÉRIA NITROGENADA

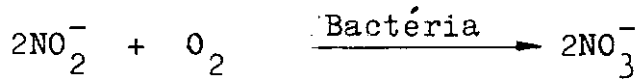
A remoção da matéria nitrogenada é desenvolvida em 2 fases distintas:

1) Nitrificação - processo aeróbio onde ocorre a bio-oxidação do material em 2 reações

- ion amônia  $\text{NH}_4^+$  oxidado a nitrito na presença de microorganismos autotróficos do gênero nitrosomonas.



- ion nitrito oxidado a nitrato na presença de microorganismos autotróficos do gênero nitrobacter.



2) Denitrificação - processo anóxico onde nitrito e nitrato são convertidos em nitrogênio e óxido de nitrogênio.



### III.3 - INTERAÇÃO MICROBIANA

Dispersa no lodo ativado há uma população heterogênea de microorganismos responsáveis pela transformação do material a ser tratado.

Dentre esses microorganismos três grupos distintos podem ser identificados:

- 1) microorganismos heterotróficos responsáveis pela metabolização da matéria carbonácea.
- 2) microorganismos autotróficos constituídos principalmente de germes nitrificantes.
- 3) predadores que se alimentam de bactérias

Os dois primeiros grupos representam quase que a totalidade dos microorganismos presentes. Além desse fator eles são os responsáveis pelas etapas de tratamento no sistema de lodo ativado e, por essa razão, não será dada maior ênfase ao último grupo.

Estando o trabalho orientado para as duas fases de despoluição, matérias carbonácea e nitrogenado, será desenvolvido estudo sobre atuação dos microorganismos inerentes a essas fases.

#### PRIMEIRA ETAPA

No início de um processo, havendo abundância de matéria carbonácea, o meio é propício ao desenvolvimento de microorganismos heterotróficos. Esses elementos multiplicam-se rapidamente assegurando a metabolização da matéria orgânica. No desenvolvimento dessa etapa, uma parte do nitrogênio amoni

acal presente é consumida, incorporando-se às novas células formadas.

Podemos apresentar graficamente a variação dos nutrientes carbonáceo e nitrogenado durante essa etapa. Na figura III.3 fica clara a queda brusca da matéria orgânica em contraste com a estabilidade da concentração do nitrogênio amoniacal.

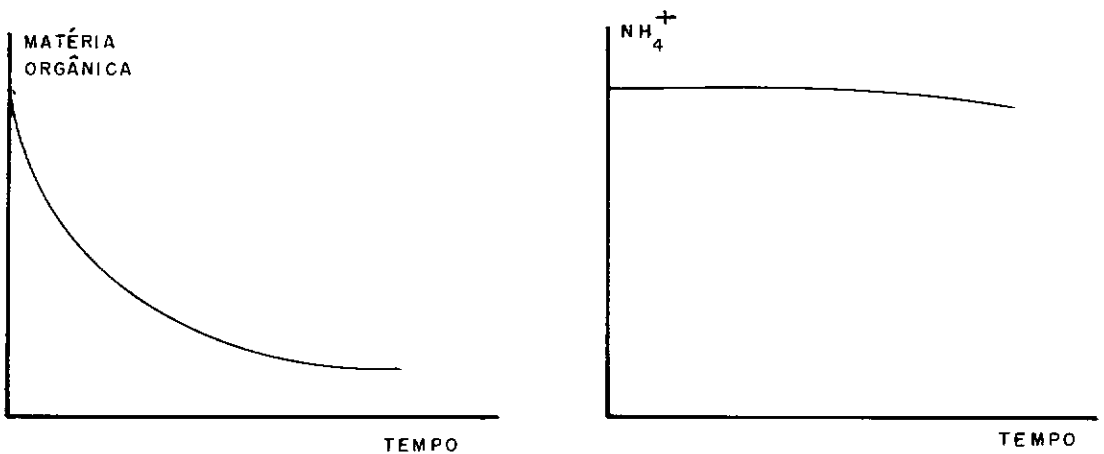


FIGURA III - 3

### SEGUNDA ETAPA

À medida que ocorre o consumo da matéria orgânica, há o empobrecimento do substrato necessário à manutenção e multiplicação dos organismos heterotróficos. Com o crescente desequilíbrio entre alimento e população, a taxa de crescimento anula-se e começa a fase chamada endógena, com diminuição da biomassa e liberação de substâncias que servem de substrato secundário aos germes que conseguiram sobreviver.

Com o fim dessa segunda etapa, a concentração de substrato orgânico atinge um valor que permite que a taxa de crescimento  $k_A$  dos heterotróficos seja da mesma ordem de gran

deza das taxas de crescimento  $k_N$  e  $k_M$ , respectivamente dos organismos nitrosomonas e nitrobacter. Nessa situação ocorre o início da transformação da amônia presente em nitrito.

### TERCEIRA ETAPA

Nessa última etapa os organismos heterotróficos continuam em degenerescência e a taxa de crescimento dos nitrificantes atinge um valor próximo do máximo. O material elaborado pelo gênero nitrosomonas,  $\text{NO}_2^-$ , serve de substrato para o gênero nitrobacter. Daí, esses germes nitrificantes começam a desenvolver-se progressivamente, produzindo  $\text{NO}_3^-$ . Nesse ponto estabelece-se uma associação do tipo comensalismo entre esses germes autotróficos.

Os microorganismos heterotróficos e autotróficos realizam, a partir da energia disponível no meio e do oxigênio dissolvido, as transformações necessárias ao tratamento de material.

Os gêneros nitrosomonas e nitrobacter representam os dois principais elementos ativos no processo biológico da nitrificação, embora um pequeno número de fungos heterotróficos também seja capaz de oxidar a amônia a nitrito. Ainda, em alguns casos, embora em quantidade menor, produzem nitrato sem passar por nitrito. Esses principais elementos autotróficos retiram energia da amônia e do nitrito, podendo também fazer uso do carbono para síntese, preferencialmente o inorgânico. No caso de utilização de carbono, quer orgânico quer inorgânico, a taxa de crescimento desses microorganismos é pouco expressiva.

Diversos são os fatores que interferem no desenvolvimento dos germes nitrificantes. Entretanto, a dificuldade

de isolá-los não tem permitido uma fácil e precisa avaliação de suas concentrações.

A literatura geralmente ignora o isolamento, identificação e avaliação numérica dos autotróficos em relação aos resultados da nitrificação. Algumas pesquisas tem demonstrado que a população nitrificante situa-se na faixa de 2 a 10% da população total no lodo biológico [5][6].

#### III.4 - DESENVOLVIMENTO DE BACTÉRIAS

O desenvolvimento de uma cultura microbiana é um fenômeno complexo, composto por um número de eventos simultâneos. Dois desses eventos são destacáveis:

- Utilização de Substrato
- Crescimento Competitivo de Organismos

Essas duas relações são bases fundamentais para o desenvolvimento de processos biológicos de tratamento. Como será visto, diversos parâmetros são definidos para representar esses dois eventos.

Para que haja crescimento de bactérias é necessário que o ambiente apresente nutrientes disponíveis e não haja presença de compostos tóxicos. As bactérias requerem grande quantidade de carbono, hidrogênio, nitrogênio, oxigênio e quantidades menores de outros elementos, além de condições ambientais propícias como pH, temperatura e oxigênio dissolvido.

### III.5 - EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DO SUBSTRATO NA TAXA ESPECÍFICA DE CRESCIMENTO MICROBIANO (k)

Os estudos iniciais sobre cinética do lodo ativado consideravam que o crescimento exponencial das bactérias só era possível quando todos os nutrientes, incluindo o substrato, se apresentavam em grande concentração.

Nos anos 40 foi verificado, todavia, que, mesmo na presença de apenas um nutriente em baixa concentração, é possível o crescimento exponencial. Além disso, determinou-se ser a taxa de crescimento específico dependente da concentração do nutriente presente em menor quantidade em proporção a quantidade necessária para o crescimento. Esse nutriente limitante pode ser a fonte de carbono orgânico, nitrogênio ou outro fator qualquer necessário ao crescimento dos organismos. A partir de então, essas conclusões são consideradas um conceito básico da cinética do desenvolvimento dos microorganismos.

O efeito da concentração do nutriente limitante sobre a taxa de crescimento específica é facilmente entendida por um experimento:

São preparados alguns frascos contendo soluções aquosas com concentrações em excesso de nitrogênio, fósforo ou outros nutrientes inorgânicos. Em seguida são adicionadas quantidades diferentes de substrato orgânico a cada frasco e inoculados os mesmos com pequena quantidade de células aclimatadas a esse particular substrato. A partir daí, são acompanhadas as concentrações das células com o tempo.

As curvas típicas representativas dos resultados desse experimento são apresentadas na figura III.4 .

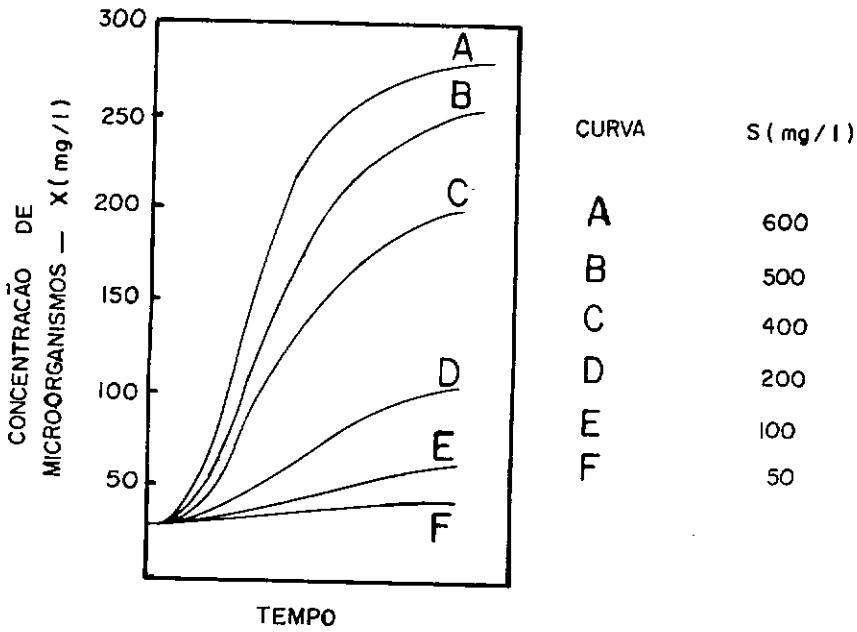


FIGURA III . 4

Observa-se que as curvas referentes às maiores concentrações iniciais de substrato apresentam maiores declividades, embora todas alcancem um valor máximo.

A dependência entre  $S$  e  $k$  pode ser vista mais facilmente na figura III.5, onde nota-se que  $k$  aumenta à proporção do aumento da concentração do substrato e alcança o valor máximo  $k_{\max}$ .

Embora o presente exemplo tenha sido analisado a partir do substrato orgânico, o mesmo comportamento verifica-se com nitrogênio, fósforo ou outro nutriente inorgânico, quando todos os demais constituintes são apresentados em excesso. A forma da curva, entretanto, dependerá do nutriente específico que é limitante do crescimento, embora  $k_{\max}$  seja o mesmo para o crescimento de determinada cultura sob condições ambientais fixas. Por exemplo: se nitrogênio ou fósforo fosse o nutriente limitante, a curva poderia alcançar  $k_{\max}$  em menor tempo do que o da figura.

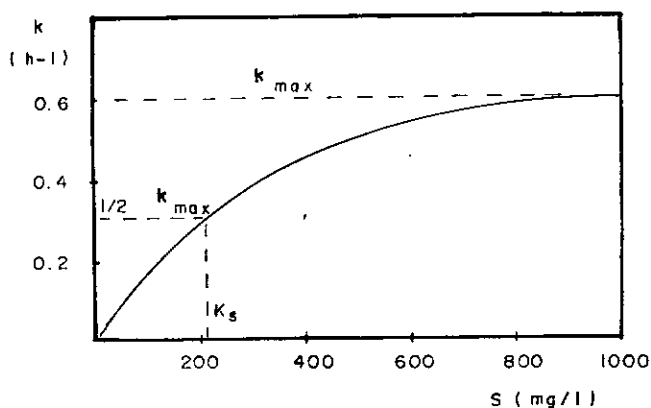


FIGURA III.5

A determinação da taxa específica de crescimento, cuja dimensão é o inverso do tempo, é feita a partir de informações da figura III.4.

Plotando os resultados em coordenadas semilog, define-se a fase de crescimento exponencial. Assim, é possível determinar-se  $k$  em função do tempo necessário para que a massa de células se duplique [19].

$$k = \frac{0,693}{t_d}$$

$t_d$  = tempo necessário para que a massa de células se duplique.

III.6 - EXPRESSÃO MATEMÁTICA PARA A RELAÇÃO  $k/S$ 

Muitas pesquisas foram realizadas na busca de uma expressão matemática que melhor traduza a curva representada pela figura III.4. Devido a complexidade da interação entre substrato e microorganismos, até agora não se equacionou uma relação que reproduza com exatidão o problema. O que se tem, até então, é observado os efeitos de diversos fatores que influenciam o desenvolvimento dos microorganismos e experimentado equações matemáticas empíricas que melhor se ajustem às curvas reais.

Como já apresentado no capítulo II, a equação que tem sido aceita pela maioria dos pesquisadores e largamente divulgada pela literatura, é a proposta por MONOD.

A expressão, como normalmente aparece, apresenta a seguinte forma:

$$k = \frac{k_{\max} S}{K_s + S}$$

$S$  = concentração do substrato limitante

$K_s$  = constante de saturação

$K_s$  determina a velocidade em que a curva alcança  $k_{\max}$  e é definido pela concentração do substrato, no ponto onde

$$k = k_{\max} / 2$$

### III.7 - TAXA DE REMOÇÃO DE SUBSTRATO POR AÇÃO MICROBIANA

As bactérias se multiplicam por fissão binária e, em função disso, ocorre num reator batelada o aumento exponencial do número de células (massa). A taxa de reação para crescimento de bactérias pode ser expressa pela equação de primeira ordem:

$$r_{px} = k X \quad (\text{III.1})$$

$r_{px}$  = taxa de produção de bactérias (mg/l.h)

$k$  = taxa de crescimento específico ( $\text{h}^{-1}$ )

$X$  = concentração microbiana (mg/l)

Por outro lado, temos a relação entre a quantidade de biomassa formada por unidade de substrato removida do meio.

$$Y = \frac{r_{px}}{-r_s} \quad (\text{III.2})$$

$Y$  = fator de conversão (massa de substrato para massa de microorganismos)

$r_s$  = taxa de remoção de substrato

Substituindo (III.1) em (III.2), temos:

$$Y = \frac{k X}{-r_s}$$

Estando interessado na taxa de remoção de substrato:

$$r_s = \frac{-kX}{Y}$$

$$\text{Como } k = \frac{k_{\max} S}{K_s + S}$$

$$r_s = \frac{-k_{\max}}{Y} \frac{SX}{K_s + S} \quad (\text{III.3})$$

A equação III.3 representa a taxa de remoção de substrato por ação microbiana, segundo o modelo de MONOD.

## CAPÍTULO IV

## REATOR BATELADA SEQUENCIAL - TRATAMENTO CINÉTICO

## IV.1 - PARTICULARIDADES DAS FASES DE ENCHIMENTO E REAÇÃO

O reator batelada sequencial, apesar do arranjo físico único, tem comportamento cinético distinto durante os períodos de enchimento e reação. Durante o período de enchimento o reator pode ser caracterizado como reator contínuo com reciclo no estado transiente e durante o período de reação como um reator batelada (reator de alimentação permanente com volume constante). Estes dois modos distintos ficam evidentes a partir de um balanço material para o substrato em cada fase.

## 1) Durante o enchimento:

A variação de massa do substrato no reator é dada pela massa de substrato incorporada no enchimento adicionada à massa de substrato envolvida na reação de degradação:

$$\frac{d(V C_s)}{dt} = q C_{so} + V r_s \quad (\text{IV.1})$$

V	= volume ocupado no reator	( l )
C <sub>s</sub>	= concentração do substrato no reator	(mg/l)
C <sub>so</sub>	= concentração do substrato na corrente de alimentação	(mg/l)
q	= vazão volumétrica de alimentação	(l/dia)
r <sub>s</sub>	= taxa de remoção de substrato	(mg/l.dia)

Desenvolvendo a equação (IV.1), temos:

$$C_s \frac{dV}{dt} + V \frac{dC_s}{dt} = qC_{s0} + Vr_s \quad (\text{IV.2})$$

$$V = V_0 + qt \quad \frac{dV}{dt} = q$$

$V_0$  = volume inicial do reator

$$V \frac{dC_s}{dt} = qC_{s0} - qC_s + Vr_s \quad (\text{IV.3})$$

Finalmente:

$$\frac{dC_s}{dt} = \frac{q}{V} (C_{s0} - C_s) + r_s \quad (\text{IV.4})$$

Esta expressão é idêntica em forma a um balanço realizado sobre um reator contínuo no estado não estacionário.

Em consequência, um reator batelada sequencial com um longo período de carga com pequeno acúmulo de substrato so nível, assemelhar-se-á a um reator contínuo de mistura perfeita.

2) Durante a reação:

A variação da massa de substrato no reator corresponde à massa de substrato envolvida na reação de degradação.

$$V \frac{dC_s}{dt} = Vr_s$$

$$\text{Simplificando :} \quad \frac{dC_s}{dt} = r_s \quad (\text{IV.5})$$

Essa expressão pode também ser obtida a partir da equação IV.4, fazendo  $q=0$ . Ela é correspondente ao balanço de massa num reator tubular em regime permanente.

Deduz-se, assim, que à medida que o período de enchimento aumenta e o período de reação diminui, o tratamento assemelha-se ao resultado de um reator contínuo. À medida que o período de enchimento diminui, o reator assemelha-se a um reator tubular.

#### IV.2 - ANÁLISE SOBRE UTILIZAÇÃO DO SUBSTRATO

A fim de avaliar a potencialidade cinética do sistema RBS em relação ao sistema contínuo de mistura perfeita desenvolve-se, a seguir, uma análise comparativa quanto aos tempos de residência necessários a uma dada remoção de substrato desde uma concentração  $C_{s0}$  até uma concentração final  $C'_s$ .

Conforme resultado do balanço de substrato para o reator batelada, tem-se:

$$\frac{dC_s}{dt} = r_s$$

A partir desta expressão pode-se explicitar o valor do tempo de permanência  $t_b$  necessário para a remoção em questão:

$$t_b = \int_{C_{s0}}^{C_{sf}} \frac{dC_s}{r_s}$$

Analogamente, a partir do balanço de substrato contínuo, tem-se:

$$qC_{sf} = qC_{so} + Vr_s$$

$$q(C_{sf} - C_{so}) = Vr_s$$

$$V = qt_c$$

$$C_{sf} - C_{so} = r_s t_c$$

Finalmente:

$$t_c = \frac{C_{sf} - C_{so}}{r_s}$$

(IV.6)

Uma avaliação geométrica no gráfico  $1/r_s$  versus  $C_s$  permite uma comparação quanto ao tempo de permanência e conseqüentemente quanto ao volume dos reatores sob análise.

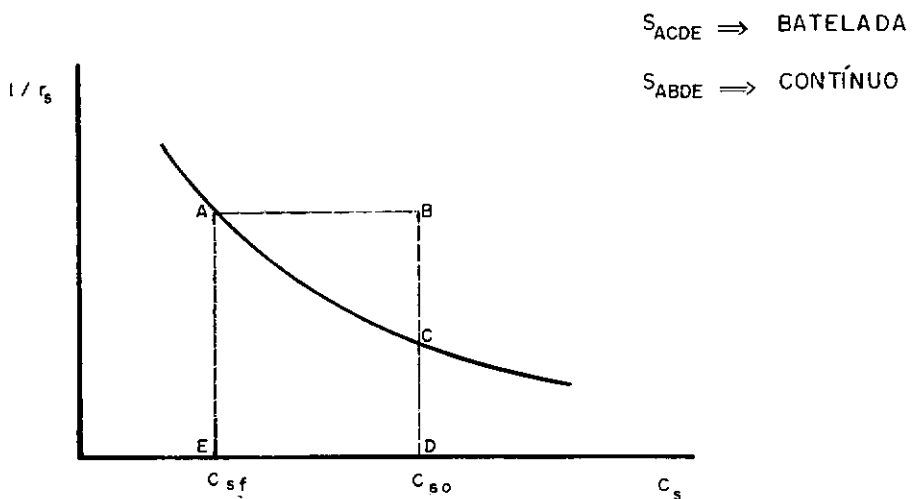


FIGURA IV.1

Como se pode observar na figura IV.1, a área sob a curva é menor do que a área do retângulo. Portanto o tempo de permanência dos reatores em batelada é menor e, conseqüentemente, o volume do reator batelada envolvido em determinado grau de remoção é menor.

Esta conclusão puramente matemática não considera possíveis influências ao nível biológico que podem interferir na análise, como por exemplo a exposição da população microbiana a diferentes condições de carregamento orgânico no reator batelada, uma vez que a concentração de substrato pode ser variável com o tempo.

## CAPÍTULO V

## FORMULAÇÃO DO MODELO

## V.1 - INTRODUÇÃO

O modelo a ser desenvolvido adota para a fase de remoção carbonácea as já tradicionalmente conhecidas equações de HERBERT, como justificado no Capítulo II.

Para a nitrificação necessário se faz a adoção de relações específicas para esse processo. Os modelos geralmente consideram a remoção de matéria nitrogenada tão somente até a fase de oxidação de amônia, adotando as relações de MONOD ou de HERBERT. Com a utilização de 2 equações apenas, esses modelos são limitados à geração das curvas de desenvolvimento dos organismos autotróficos do gênero nitrosomonas e do substrato amônia. Além dessa restrição, esses modelos não tem considerado a influência do carbono no processo da nitrificação, em virtude da simplificação a que estão sujeitos.

O presente trabalho objetiva investigar os fenômenos globais envolvidos durante o processo de nitrificação. Assim, faz-se necessário, também, a apresentação das relações a que estão sujeitos os organismos autotróficos do gênero nitrobacter, que oxidam o nitrito a nitrato.

Em atendimento aos objetivos propostos, são utilizados dois modelos específicos para crescimento dos microorganismos autotróficos, que são os responsáveis pelo processo da nitrificação.

## Modelo de MEYERHOF

É um modelo baseado na inibição de substrato e relaciona a taxa de crescimento dos autotróficos do gênero nitroso-

monas às concentrações características de amônia.

#### Modelo de BOON & LAUDELOUT

Tambem baseado na inibição de substrato, esse modelo relaciona a taxa de crescimento dos autotróficos do gênero nitrobacter às concentrações características de nitrito.

Finalmente, com a definição dos modelos de crescimento dos microorganismos e a aplicação das características hidrodinâmicas do reator batelada, são desenvolvidas as equações do modelo global de remoção carbonácea e nitrificação.

## V.2 - REMOÇÃO CARBONÁCEA

Na fase de remoção carbonácea duas relações desen-  
volvem o processo: taxas de crescimento dos organismos hete-  
rotróficos e de remoção do substrato. Essas duas relações  
serão aqui abordadas.

### V.2.1 - BALANÇO DE MASSA DO SUBSTRATO

$$\frac{d(VS)}{dt} = qS_o + Vr_s \quad (V.1)$$

V = volume do líquido no reator	l
q = vazão afluyente	l/hora
S = concentração do substrato no reator	mg/l
S <sub>o</sub> = concentração do substrato na cor- rente de alimentação	mg/l
r <sub>s</sub> = taxa de remoção do substrato por ação microbiana	mg/l.hora

Desenvolvendo a equação V.1, vem:

$$V \frac{dS}{dt} + S \frac{dV}{dt} = qS_o + Vr_s \quad (V.2)$$

$$V = V_o + qt$$

V<sub>o</sub> = volume inicial  
do reator

$$\frac{dV}{dt} = q \quad \longrightarrow \quad V \frac{dS}{dt} = qS_o - qS + Vr_s$$

$$\boxed{\frac{dS}{dt} = \frac{q}{V_o + qt} (S_o - S) + r_s} \quad (V.3)$$

Como  $r_s = -\frac{k_{\max}}{Y} \frac{SX}{K_S + S}$ , finalmente:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{q}{V_0 + qt} (S_0 - S) - \frac{k_{\max}}{Y} \frac{SX}{K_S + S} \quad (V.4)$$

A equação V.4 representa a taxa de variação da concentração do substrato carbonáceo e, como se observa, essa taxa é dependente da concentração microbiana heterotrófica.

#### V.2.2 - BALANÇO DE MASSA DOS HETEROTRÓFICOS

$$\frac{d(VX)}{dt} = q X_0 + Vr_x$$

$X_0$  = concentração de microorganismos heterotróficos na corrente de alimentação (mg/l)

$r_x$  = taxa de crescimento microbiana (mg/l.hora)

Utilizando-se o modelo de HERBERT, que leva em consideração o auto consumo da biomassa, temos para taxa de crescimento microbiana:

$$r_x = k_{\max} \frac{SX}{K_S + S} - k_2 X \quad (V.5)$$

$k_2$  = taxa de respiração endógena ( $h^{-1}$ )

Considerando-se que a corrente de alimentação não contém microorganismos ( $X_0 = 0$ ), temos finalmente a expressão da taxa de desenvolvimento dos heterotróficos.

$$\frac{dX}{dt} = - \frac{q}{V_0 + q t} X + k_{\max} \frac{SX}{K_s + S} - k_2 X \quad (V.6)$$

A equação V.5 representa a taxa de variação da concentração dos microorganismos heterotróficos e é, sob essa forma, que será utilizada no modelo.

### V.3 - NITRIFICAÇÃO

#### V.3.1 - INTRODUÇÃO

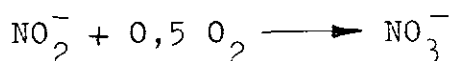
A nitrificação representa o primeiro passo no controle de nitrogênio presente em determinado despejo. No caso de esgoto doméstico a uréia é a principal forma através da qual o homem elimina o excesso de nitrogênio. Como a uréia é rapidamente hidratada à amônia, temos aqui o substrato inicial para os microorganismos autotróficos.

A nitrificação se processa em 2 etapas distintas:

1<sup>a</sup>) Nitritação : oxidação da amônia a nitrito pelos microorganismos autotróficos do gênero nitrosomonas de acordo com a reação:



2<sup>a</sup>) Nitratção : oxidação do nitrito a nitrato pelos microorganismos autotróficos do gênero nitrobacter, de acordo com a reação:

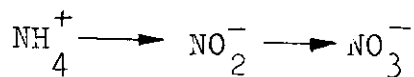


A importância do controle do nitrogênio é fundamen-

tada por dois aspectos relevantes:

1 - A amônia acelera a taxa de eutrofização dos corpos receptores pois atua como nutriente, favorecendo o desenvolvimento de algas e plantas aquáticas.

2 - O nitrogênio na forma de amônia ou nitrito demanda um consumo de oxigênio na oxidação para nitrato:



O produto final da nitrificação é o nitrato. Ele também atua na eutrofização de corpos receptores e causa, a partir de certa concentração, danos a saúde humana.

A partir de 1945, primeiro nos Estados Unidos e depois em outros países, foram registrados casos de metemoglobinemia ou cianose em crianças de poucos meses de idade. Esses casos são atribuídos à ingestão de água com elevados teores de nitrato.

Em geral esses casos acontecem quando a concentração de nitrato na água ingerida é superior a 20 mg/l em nitrogênio.

Praticamente toda água na natureza encerra traços de nitrato, cujo teor pode aumentar com a poluição por matéria orgânica. Uma importante fonte poluidora de nitrato nos dias de hoje é representada pela excessiva aplicação de fertilizantes nitrogenados que são parcialmente carregados pelas águas de infiltração. [8]

Os modelos observados na bibliografia quase sempre tratam a remoção de matéria carbonácea e a nitrificação como fenômenos independentes. Entretanto esses fenômenos são si-

multâneos, resultado da competição entre os dois principais grupos de microorganismos: autotróficos e heterotróficos [9].

No início de um processo, como a concentração de matéria orgânica é elevada, a taxa de crescimento  $k_A$  da população heterotrófica sobrepõe-se às taxas  $k_N$  (nitrosomonas) e  $k_M$  (nitrobacter). Nesse período os microorganismos heterotróficos, em condições de superioridade, dominam o meio e asseguram a metabolização da matéria orgânica. Concomitantemente, parte do nitrogênio presente é incorporado às novas células e em seguida liberada, servindo de substrato para os germes nitrificantes (nitrosomonas).

Com o empobrecimento do substrato orgânico dos autotróficos e a diminuição de  $k_A$ , esse parâmetro se torna da mesma ordem de grandeza de  $k_N$  e  $k_M$ . Nesse estágio impõe-se à população microbiana uma interação tipo neutralismo - a população nitrificante convive com a população heterotrófica remanescente.

À medida que decresce a população heterotrófica, os autotróficos se multiplicam, dominando, assim, o meio. Os do gênero nitrosomonas utilizam o nitrogênio amoniacal presente, transformando-o em nitrito. Os do gênero nitrobacter utilizam o nitrito como substrato, transformando-o em nitrato.

### V.3.2 - RELAÇÕES MATEMÁTICAS

#### V.3.2.1 - AMÔNIA

De acordo com H.ROQUES [9] existe uma relação constante entre biomassa consumida pelo fenômeno de autólise (desintegração dos heterotróficos pela ação de suas próprias enzimas) e o nitrogênio amoniacal liberado.

$$\frac{dX_3}{dt} = - \frac{1}{C_N} \frac{dX_2}{dt} \quad (V.7)$$

$C_N$  = fator de conversão ( g de heterotróficos destruídos / g de amônia liberada)

$X_2$  = concentração de microorganismos heterotróficos (mg/l)

$X_3$  = concentração de amônia (mg/l)

Com a introdução do coeficiente de decaimento, de acordo com o modelo de HERBERT, podemos expressar:

$$\frac{dX_2}{dt} = - k_2 X_2$$

E então:

$$\frac{dX_3}{dt} = \frac{k_2 X_2}{C_N} \quad (V.8)$$

A equação (V.8) representa a taxa de variação da concentração da amônia em função da atuação dos microorganismos heterotróficos. Mais duas relações devem ser analisadas, representando a variação de concentração de amônia.

- Utilização de Amônia como Substrato pelo  
Gênero Nitrosomonas

Como o desenvolvimento dos germes do gênero nitrosomonas é feito a partir do consumo de amônia, podemos escrever:

$$- \frac{dX_3}{dt} = \frac{1}{a_N} \frac{dX_6}{dt}$$

$a_N$  = coeficiente de utilização do nitrogênio amoniacal pelos microorganismos nitrificantes (nitrosomonas).

$X_6$  = concentração de nitrosomonas (mg/l)

De acordo com STENSEL e SHELL [51],  $a_N$  é da ordem de 0,05 - 0,01 g de sólidos voláteis/ g de nitrogênio amoniacal.

Sendo  $k_N$  a taxa de crescimento do gênero nitrosomonas, podemos escrever:

$$\frac{dX_3}{dt} = - \frac{k_N}{a_N} X_6 \quad (V.9)$$

#### - Concentração de Amônia na Corrente de Alimentação

O reator batelada apresenta um volume inicial que é acrescido com a corrente de alimentação. Havendo presença de amônia, essa corrente incorpora ao reator uma variação desse substrato. Fazendo o balanço de massa, temos:

$$\frac{d(VX_3)}{dt} = q(X_3)_0 \quad (V.10)$$

$V$  = volume do reator

$(X_3)_0$  = concentração de amônia na corrente de alimentação

$q$  = vazão volumétrica de alimentação

Desenvolvendo a equação (V.10), temos:

$$V \frac{dX_3}{dt} + X_3 \frac{dV}{dt} = q(X_3)_0$$

Como  $V = V_0 + qt$  e  $\frac{dV}{dt} = q$ , temos que:

$$\frac{dX_3}{dt} = \frac{q}{V_0 + qt} \left[ (X_3)_0 - X_3 \right] \quad (V.11)$$

Adicionando as equações (V.8), (V.9) e (V.11) :

$$\frac{dX_3}{dt} = \frac{k_2}{C_N} X_2 - \frac{k_N}{a_N} X_6 + \frac{q}{V_0 + qt} \left[ (X_3)_0 - X_3 \right] \quad (V.12)$$

A equação (V.12) representa a taxa de variação da concentração de amônia pelos efeitos globais apresentados.

MEYERHOF (1917) estudou a transformação da amônia em nitrito [9], conduzindo a um modelo da taxa de crescimento dos organismos nitritantes (nitrisomonas) :

$$k_N = k_{ON} \left[ e^{-[X_3/(X_3)_i]} - e^{-[X_3/(X_3)_s]} \right] \quad (V.13)$$

$k_N$  = taxa de crescimento nitrosomonas

$k_{ON}$  = velocidade específica máxima de crescimento nitrosomonas

$(X_3)_i$  = concentração de amônia inibidora

$(X_3)_s$  = concentração de amônia de saturação

Fazendo a substituição de (V.13) em (V.12) :

$$\frac{dX_3}{dt} = \frac{k_2}{C_N} X_2 - \frac{k_{ON}}{a_N} \left[ e^{-X_3/(X_3)_i} - e^{-X_3/(X_3)_s} \right] X_6 + \frac{q}{V_o + qt} \left[ (X_3)_0 - X_3 \right] \quad (V.14)$$

A equação (V.14) representa a velocidade de variação na concentração da amônia e, nesta forma, será aplicada no modelo.

### V.3.2.2 - NITROSOMONAS

A expressão que representa a taxa de variação da concentração dos organismos nitrificantes do gênero nitrosomonas pode ser derivada a partir da equação (V.13), bastando acrescentar a parcela relativa a respiração endógena desses organismos:

$$\frac{dX_6}{dt} = k_{ON} \left[ e^{-X_3/(X_3)_i} - e^{-X_3/(X_3)_s} \right] X_6 - k_{2N} X_6 \quad (V.1)$$

$k_{2N}$  = taxa de respiração endógena nitrosomonas

### V.3.2.3 - NITROBACTER

A partir do modelo proposto por BOON e LAUDELOUT em 1952 [9], para a taxa de crescimento específico dos organismos nitrificantes (nitrobacter), é possível chegar-se à equação que representa a taxa de variação de concentração desses germes.

$$k_M = k_{OM} \frac{X_4}{\left[ X_4 + (X_4)_s \right] \left[ 1 + \frac{X_4}{(X_4)_i} \right]}$$

$k_M$  = taxa de crescimento nitrobacter

$k_{OM}$  = velocidade específica máxima de crescimento nitrobacter

$X_4$  = concentração de nitrito

$(X_4)_s$  = concentração de nitrito saturadora

$(X_4)_i$  = concentração de nitrito inibidora

Incluindo-se a taxa de respiração endógena, temos a expressão para a taxa de variação de concentração dos microorganismos nitratantes (nitrobacter):

$$\frac{dX_7}{dt} = k_{OM} \left[ \frac{X_4}{\left[ X_4 + (X_4)_s \right] \left[ 1 + \frac{X_4}{(X_4)_i} \right]} \right] X_7 - k_{2M} X_7 \quad (V.16)$$

$k_{2M}$  = taxa de respiração endógena nitrobacter

$X_7$  = concentração de nitrobacter

#### V.3.2.4 - NITRITO

A concentração de nitrito no reator batelada pode ser alterada mediante três fatores:

- 1) Concentração inicial —————  $(X_4)_0$
- 2) Consumo pela atuação dos organismos nitratantes, transformando-o em nitrato

3) Produção devido a atuação dos organismos nitritantes, do gênero nitrosomonas transformando a amônia em nitrito.

Colocando esses três fatores em forma de equação:

$$X_4 = (X_4)_0 + \frac{f_N}{a_N} [X_6 - (X_6)_0] - \frac{X_7 - (X_7)_0}{a_M} \quad (V.17)$$

Podemos recorrer a expressões já desenvolvidas:

$$X_6 - (X_6)_0 = \frac{dX_6}{dt} \quad \text{Equação (V.15)}$$

$$X_7 - (X_7)_0 = \frac{dX_7}{dt} \quad \text{Equação (V.16)}$$

$f_N$  = fator de transformação de amônia em nitrito

$a_N$  = coeficiente de utilização de amônia por nitrosomonas

$a_M$  = coeficiente de utilização de nitrito por nitrobacter

Reagrupando a equação (V.17), temos:

$$\frac{dX_4}{dt} = f_N \frac{k_{ON}}{a_N} \left[ e^{-X_3/(X_3)_i} - e^{-X_3/(X_3)_s} \right] X_6 - \frac{k_{OM}}{a_M} \left[ \frac{X_4}{[X_4 + (X_4)_s] \left[ 1 + \frac{X_4}{(X_4)_i} \right]} \right] X_7 \quad (V.18)$$

A equação (V.18) representa a taxa de variação da concentração de nitrito e será, nessa forma, utilizada no modelo.

## V.3.2.5 - NITRATO

O nitrato é o produto resultante da atuação dos organismos nitratantes (nitrobacter) sobre o nitrito. A velocidade dessa transformação é função da concentração desses seres (equação V.16), do fator de conversão  $f_M$  e do coeficiente de utilização  $a_M$ , conforme a equação abaixo:

$$X_5 = (X_5)_0 + \frac{f_M}{a_M} (X_7 - (X_7)_0)$$

$f_M$  = fator de transformação de nitrito em nitrato

$a_M$  = g de nitrobacter geradas/g de nitrito consumido

Realizando as substituições na equação acima:

$$\frac{dX_5}{dt} = f_M \frac{k_{OR}}{a_M} \frac{X_4}{\left[ X_4 + (X_4)_s \right] \left[ 1 + \frac{X_4}{(X_4)_i} \right]} X_7 \quad (V.19)$$

A partir das 7 equações que governam os processos da remoção carbonácea e da nitrificação para o Reator Bateda Sequencial, será desenvolvido o programa computacional que simula esses processos. Será utilizado o método de RUNGE-KUTTA de quarta ordem para solução do sistema de equa-

ções formado. A partir das concentrações iniciais das variáveis , o programa avalia a variação dessas concentrações ao longo do tempo. Diversos estudos são feitos sobre o comportamento dos parâmetros intervenientes . Para tal são simuladas bateladas com grupos diferentes de parâmetros. A listagem do programa, bem como o significado das variáveis utilizadas es tão apresentados no Apêndice I.

#### V.4 - DEFINIÇÃO DE PARÂMETROS

Os processos na natureza geralmente apresentam certas variações e os mecanismos que os governam são, na maior parte dos casos, de difícil formulação matemática. Com isso, ao se defrontar com a necessidade de elaborar um modelo que simule um fenômeno natural, é necessário atentar para o grau de simplificações impostas. Além da dificuldade em traduzir as variações de certos parâmetros durante um processo da natureza, as simplificações ocorrem de maneira a agilizar as operações computacionais.

No caso de tratamento biológico as simplificações são adotadas considerando-se com características definidas e invariáveis o material recebido pelo reator. Como simplificação ainda, admite-se que a população de microorganismos seja dotada de taxa de desenvolvimento fixa. Na realidade essa situação é bastante complexa e nos leva a buscar na literatura parâmetros médios encontrados em observações e pesquisas de laboratório.

#### V.4.1 - CARGA ORGÂNICA

Em se tratando de esgoto doméstico, o valor da concentração de matéria orgânica expressa em mg/l de  $DBO_5$  ocorre na literatura na faixa de 200 a 600.

ARORA et al. [10] apresentam valores observados em instalações com RBS, variando o valor da  $DBO_5$  entre 170 e 260 mg/l.

IRVINE et al. [10] pesquisando uma instalação convertida de operação contínua para RBS, em Indiana-EEUU, observaram uma faixa entre 350 e 600 mg/l, com média de 510.

#### V.4.2 - AMÔNIA

Na estação de Indiana, anteriormente citada, IRVINE verificou ser de 23 mg/l a concentração média de  $NH_4^+-N$  para o afluente.

A bibliografia apresenta uma faixa determinada para  $NH_4^+-N$ , no caso de esgoto doméstico, como sendo situada na faixa de 20 a 50 mg/l.

#### V.4.3 - TAXAS DE DESENVOLVIMENTO DE MICROORGANISMOS

Em se tratando de oxidação biológica de esgotos, uma característica importante é adotar valores reais que representem os ciclos de crescimento e decaimento dos microorganismos. Dentre os parâmetros que compõem o modelo, esse é o grupo que apresenta maior faixa percentual de variação nos valores observados.

SHARMA & AHLERT apresentam os dados constantes no quadro V.1, onde se observa a extensa faixa de valores para esses parâmetros em questão [11].

PARÂMETRO	NITRO-SOMOVAS	NITRO-BACTER	HETERO-TRÓFICO
g células formadas/ g substrato consumido	0,03-0,13 ( $a_N$ )	0,02-0,08 ( $a_M$ )	0,37-0,79 (Y)
taxa máxima de crescimento específico ( $h^{-1}$ )	0,02- 0,09 ( $k_{ON}$ )	0,01-0,06 ( $k_{OM}$ )	0,30-0,70 ( $k_{OA}$ )

QUADRO V.1

H. ROQUES [91], em trabalho sobre remoção carbonácea e nitrificação adota os valores constantes no quadro V.2

PARÂMETRO	NITRO-SOMOVAS	NITRO-BACTER	HETERO-TRÓFICO
g células formadas/ g substrato consumido	0,1	0,1	0,5
taxa máxima de crescimento específico ( $h^{-1}$ )	0,1-0,3	0,05-0,1	0,01-0,1
taxa de decaimento ( $h^{-1}$ )	0,1-0,3 ( $k_{2N}$ )	0,005-0,01 ( $k_{2M}$ )	0,001 ( $k_{2A}$ )

QUADRO V.2

#### V.4.4 - POPULAÇÃO MICROBIANA

Duas características distintas devem ser consideradas com relação a população de microorganismos : - população total e percentagem de microorganismos nitrificantes.

## V.4.4.1 - POPULAÇÃO TOTAL

Como a concentração de microorganismos varia continuamente durante o processo de tratamento, a maneira de se estabelecer um parâmetro de comparação entre diferentes processos é o estabelecimento da relação entre substrato e microorganismos. Esse parâmetro,  $F/M$ , representa a razão entre a carga orgânica aplicada por dia e massa ativa de microorganismos, ou seja,  $\text{kg BOD}_5/\text{kg SVS.dia}$ .

Nos estudos realizados por JOANN SILVERSTEIN e E. SCHROEDER [1], esse parâmetro foi mantido na faixa de 0,08 a 0,20.

Na estação de Culver, Indiana - EEUU, IRVINE e sua equipe de pesquisadores conservaram a relação  $F/M$  entre 0,12 e 0,30  $\text{kg BOD}_5/\text{kg SVS.dia}$  [4].

A avaliação da massa total de microorganismos ativos é feita ao final do período de enchimento, a partir da concentração da massa ativa e do volume do reator.

O controle dessa relação é feito com a supervisão da liberação de parte do lodo ativo ao final da decantação. Com isso, consegue-se determinar a massa de microorganismos que atuará no ciclo seguinte. Deve-se ressaltar que essa operação é facilitada ao se conseguir a estabilidade de funcionamento de determinado reator. Conhecida a concentração no volume ocupado pela massa sedimentada, define-se a altura do lodo a ser descartada e, assim, obtém-se a massa remanescente.

Para pequenos valores de  $F/M$ , a quantidade de substrato presente é insuficiente para manter o crescimento dos microorganismos, sendo os mesmos conduzidos à respiração prematuramente.

#### V.4.4.2 - POPULAÇÃO NITRIFICANTE

A população ativa no tratamento por lodo ativado é considerada na literatura frequentemente pela concentração do MLVSS. Raramente ocorrem referências relativas à população de microorganismos nitrificantes.

Tal fato deve-se às dificuldades de isolamento e identificação desses gêneros de microorganismos.

No trabalho sobre nitrificação com o uso do RBS, IRVINE & ALLEMAN [5] consideram a percentagem dos nitrificantes na faixa de 2 a 4% da massa total ativa.

FORD et al. [5] citam referência sobre trabalho de nitrificação, estabelecendo em 5% o percentual de microorganismos nitrificantes na população total ativa.

## CAPÍTULO VI

### ESTRATÉGIAS DE FUNCIONAMENTO

#### VI.1 - INTRODUÇÃO

As diversas etapas de funcionamento de um tratamento com a utilização do RBS são gerenciadas com o controle de duração das 5 etapas básicas, do nível do líquido, da concentração de oxigênio dissolvido e na limitação da massa ativa ao término da fase de sedimentação.

O controle de um ciclo do RBS pode ser automatizado e repetitivo desde que a carga orgânica afluyente e a evolução das características microbianas sejam constantes nos ciclos sucessivos. Tal fato, entretanto, não ocorre na prática em virtude da complexidade das transformações. A variabilidade das cargas hidráulica e orgânica e a complexidade do desenvolvimento da flora bacteriana e do processo de sedimentação impõem ao RBS a determinação da divisão do ciclo de tempo total para as 5 etapas básicas.

Essa possibilidade de controlar as 5 etapas de um ciclo representa uma das vantagens do sistema RBS sobre o tradicional sistema contínuo. Por exemplo: - uma vez definido o padrão de qualidade do efluente, pode-se reter o material no reator e/ou controlar a aeração até que o resultado desejado tenha sido alcançado.

Em situações em que o volume do reator não atende a carga hidráulica afluyente, deve-se dotar o sistema de unidades adicionais. Através de sensores de nível, um mecanismo é acionado para direcionar o material em excesso para reatores disponíveis. É fácil imaginar que com esse procedimento é possível simular um tratamento contínuo com a utilização de uma determinada quantidade de RBS.

A fim de atender economicamente os objetivos de um

determinado processo, é de importância fundamental o entendimento a respeito da influência de certos fatores. No caso em questão, onde o processo é desenvolvido através de microorganismos, os fatores condicionantes são aqueles que, de diversas maneiras, interferem na população microbiana.

## VI.2 - CONDIÇÕES AMBIENTAIS

### VI.2.1 - TEMPERATURA

As bactérias presentes no lodo biológico e que são responsáveis pela oxidação da matéria carbonácea são mesofílicas. Portanto, melhores resultados são conseguidos com temperatura na faixa de 15 a 45°C.

Para as reações de nitrificação a faixa ideal de temperatura situa-se entre 30 e 35°C, havendo uma queda brusca na taxa de crescimento dos microorganismos para valores abaixo de 18°C e acima de 35°C. Em temperaturas abaixo de 4°C, observa-se reduzida ou nenhuma taxa de crescimento de bactérias nitrificantes [5].

Embora a temperatura seja um parâmetro de grande efeito sobre os resultados da nitrificação, o seu controle apresenta dificuldades do ponto de vista econômico. Em nosso país, entretanto, temos poucas regiões em que esse parâmetro possa desempenhar elemento que induza ao fracasso a utilização do RBS no tratamento biológico.

### VI.2.2 - pH

A maior parte das culturas apresenta uma região de pouca sensibilidade ao pH, evidenciando, entretanto, expressiva redução na taxa de crescimento para ambos os lados dessa faixa de valores. Essa faixa geralmente é estreita, com extensão de 2 a 3 unidades de pH. Diversos estudos realiza-

dos a respeito apresentam para os microorganismos presentes no lodo ativado condições favoráveis para PH na faixa de 7,0 a 8,0 [5] [12].

### VI.2.3 - OXIGÊNIO DISSOLVIDO

RAMALHO [13] apresenta duas curvas mostrando o desenvolvimento da DBO - uma para oxidação carbonácea e outra para operação simultânea de nitrificação e remoção carbonácea.

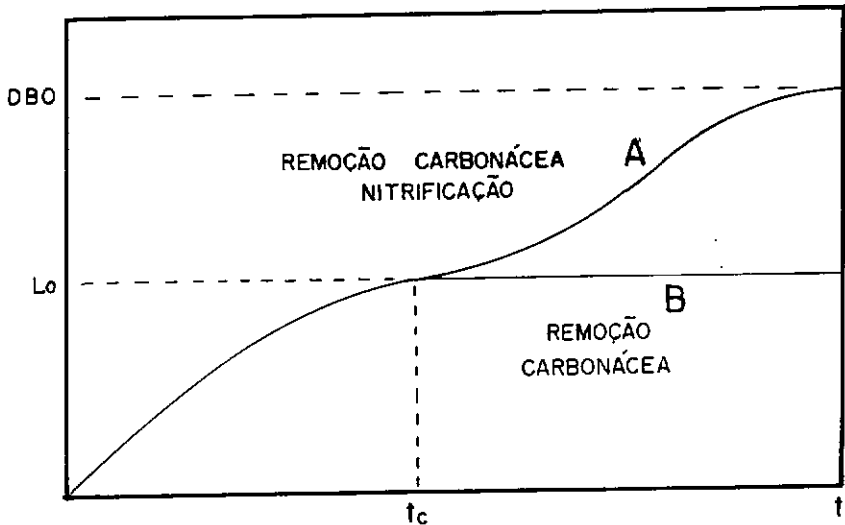


FIGURA VI. 1

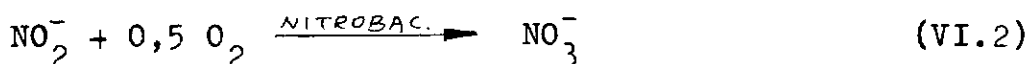
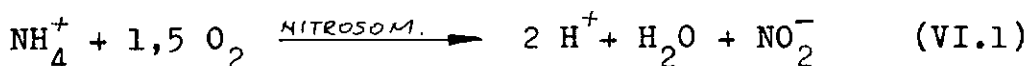
A taxa de nitrificação é bem inferior à da remoção carbonácea. Embora a remoção carbonácea e a nitrificação possam ocorrer simultaneamente, a segunda operação só ocorre normalmente após a demanda de oxigênio ter sido parcialmente satisfeita para a primeira.

Na figura VI.1, no tempo  $t_c$ , são adicionadas substâncias que inibem a nitrificação, resultando na curva B. Observa-se nesse ponto que a curva atinge uma ordenada constante  $L_0$  que representa a  $DBO_u$ , para a remoção carbonácea. A curva A representa os processos simultâneos (remoção carbonácea e nitrificação), mostrando que a demanda de oxigênio para a ni

trificação prepondera sobre a da remoção carbonácea.

Desejando-se, assim, atender às duas fases de tratamento, o dimensionamento do mecanismo de aeração deverá ser feito de modo a atender a nitrificação. Dessa maneira, o processo atenderá, em excesso, a remoção carbonácea.

Partindo-se das equações do processo da nitrificação, podemos determinar a demanda teórica de oxigênio.



A equação VI.1 nos fornece que os organismos do gênero nitrosomona requerem 3,43 de  $\text{O}_2$  para oxidar 1g de  $\text{NH}_4^+\text{-N}$ .

A equação VI.2 nos fornece que os organismos do gênero nitrobacter requerem 1,14 g de  $\text{O}_2$  para oxidar 1g de  $\text{NO}_2^-\text{-N}$ .

Valores experimentais têm apresentado pequena variação com relação à demanda teórica de oxigênio. WESERNACK e MONTGOMERY [14], registram 3,22 g de  $\text{O}_2$  para oxidação de 1 g de  $\text{NH}_4^+$  e  $\text{NO}_2^-$  respectivamente.

A fim de atender econômica e satisfatoriamente a demanda de oxigênio, diversos pesquisadores procuram definir a concentração que atenda cada caso específico.

Nos estudos na estação de CULVER, já citada, transformada de sistema contínuo a RBS, IRVINE et al. [4] atenderam a remoção carbonácea e nitrificação mantendo no tanque uma concentração de  $\text{O}_2$  dissolvido de 2 mg/l.

IRVINE e BUSH [7] realizaram experiências com denitrificação, obtendo resultados satisfatórios, mantendo a con

centração de oxigênio dissolvido abaixo de 0,5 mg/l.

O baixo teor de oxigênio dissolvido para denitrificação deve-se ao fato de ser essa operação desenvolvida por bactérias heterotróficas facultativas. Devido às condições a nóxicas impostas ao meio, elas utilizam o oxigênio do nitrito e do nitrato, reduzindo-os a nitrogênio gasoso.

A aeração do sistema normalmente é realizada durante as fases de enchimento e reação. Para determinar-se a taxa de aeração é necessário o conhecimento da demanda de oxigênio pelo substrato a partir de relações estequiométricas.

A equação VI.3 expressa a vazão de ar necessária ao sistema [17].

$$Q_B = \frac{R_{O_2}}{\rho_{FE}} \quad (\text{VI.3})$$

$Q_B$  = taxa de ar do difusor em volume por unidade de tempo

$R_{O_2}$  = taxa de transferência de oxigênio em massa por unidade de tempo

$\rho$  = densidade do ar em massa por unidade de volume

$E$  = eficiência de transferência de oxigênio  
( 6 a 13%)

$F$  = fração de oxigênio contida no ar, tomada teoricamente como sendo 0,21

### V.3 - CONDIÇÕES OPERACIONAIS

O reator batelada sequencial, como já visto, apresenta cinco fases distintas: enchimento, reação, sedimentação, descarga e tempo morto. O período de tempo que envolve essas operações, e que determina um ciclo completo, deve ser convenientemente gerenciado. A duração de cada uma dessas fases, como o concomitante controle da aeração e mistura da massa líquida, objetiva a melhoria da qualidade do efluente.

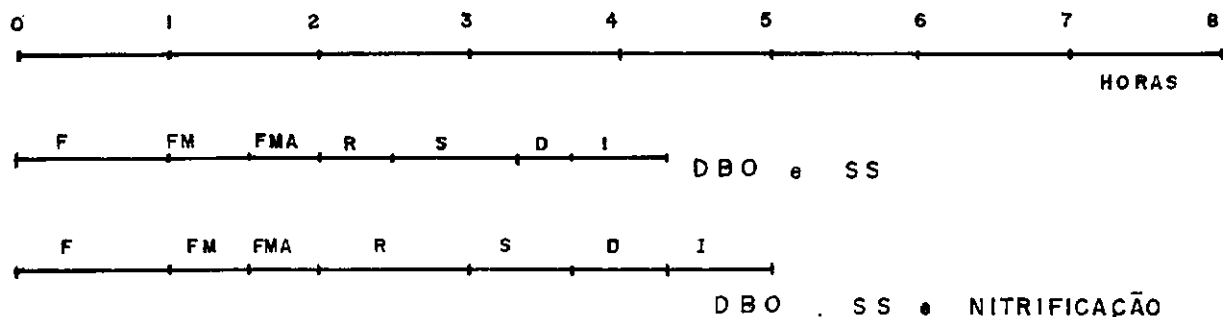
Os estudos realizados por ALLEMAN & IRVINE [61], para operação combinada de nitrificação e remoção de matéria carbonácea, indicam a seguinte distribuição de tempo e condições:

FASE	VOLUME	AERADOR	MISTURADOR	TEMPO (h)
Enchimento	$V_o$ a $V_{max}$	Desl.	Lig.	2,0
Reação	$V_{max}$	Lig.	Lig.	4,0
Sedimentação	$V_{max}$	Lig.	Baixa Rotação	1,0
Descarga	$V_{max}$ a $V_{min}$	Desl.	Desl.	0,5
Tempo Morto	$V_{min}$ a $V_f$	Desl.	Lig	1,0

$V_o$  = volume inicial do ciclo

$V_f$  = volume final do ciclo, correspondente ao volume mínimo menos volume liberado do lodo ativo.

ARORA et al. [60] sugerem o seguinte esquema para um ciclo completo:



- F = enchimento  
 FM = enchimento / mistura  
 FMA = enchimento / mistura / reação  
 R = reação  
 S = sedimentação  
 D = decantação  
 I = tempo morto

As condições até agora expostas referem-se a um sistema com tanque único, onde o controle pode ser simplesmente realizado através de dispositivos que comandam o funcionamento de bombas e compressores. O funcionamento para o RBS com tanque único e operação não contínua seria o caso típico.

Uma situação mais complexa seria o caso de uma associação de reatores simulando um tratamento contínuo e/ou uma exigência maior na qualidade do efluente. Nesse caso haveria a necessidade de controle automático do processo, envolvendo sensores de nível, válvulas motorizadas, analisadores de turbidez e oxigênio dissolvido. Todos esses elementos seriam comandados por um microprocessador.

Uma das dificuldades da aplicação extensiva do RBS

continua a ser a falta de padronização de alguns parâmetros, o que dificulta os ajustes iniciais de uma nova unidade.

ARORA et al. [10] realizaram visitas em diversas estações de tratamento nos EEUU e constataram que, além da duração das diversas fases, alguns parâmetros apresentam significativa faixa de variação. O quadro VI.1 mostra essas variações.

PARÂMETRO	OKLAHOMA	IOWA	INDIANA
Vazão ( $m^3/d$ )	1890	83,6	2020
Tempo Detenção (h)	49	43	16,5
F/M (kg DBO/kg SVS.d)	0,037	0,078	0,04
Enchimento	18 h	150 min	180 min
Reação	3 h	80 min	42 min
Sedimentação	3 h	50 min	42 min
Descarga	-	45 min	42 min
Tempo Morto	-	-	60 min

Quadro VI.1

Apesar da diferença marcante entre alguns dos parâmetros apresentados no quadro VI.1, a versatilidade do sistema RBS pode ser evidenciada pelo quadro VI.2. Nele são apresentados os dados relevantes relativos ao afluente e ao efluente, notando-se a significativa eficiência na remoção tanto da remoção carbonácea quanto da matéria nitrogenada. Observa-se ser a estação de Oklahoma a mais eficiente, apresentando 98% de remoção carbonácea e 96% de nitrificação.

A FLUENTE	OKLAHOMA	IOWA	INDIANA
DBO (mg/l)	251	120	170
SS (mg/l)	152	-	150
NH <sub>3</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	55	25	20
EFLUENTE	OKLAHOMA	IOWA	INDIANA
DBO (mg/l)	5	30	10
SS (mg/l)	6	30	5
NH <sub>3</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	2	8	1

Quadro VI.2

Uma atenção deve ser dada ao controle de crescimento de microorganismos filamentosos que desenvolvem significativa importância na fase de sedimentação.

De acordo com ALLEMAN & IRVINE [16], o desenvolvimento desses microorganismos é facilitado, durante a fase de enchimento, pelo fornecimento de oxigênio à massa líquida. Uma estratégia, então, é controlar o mecanismo de aeração, de maneira a impedir o desenvolvimento dos filamentosos ao ponto de prejudicar o processo de sedimentação.

CHIESA & IRVINE [15] apresentaram trabalho sobre a influência de microorganismos filamentosos. Segundo esses pesquisadores há uma melhora acentuada nas características da sedimentação do lodo reduzindo-se a fração de tempo da fase de enchimento sujeita a aeração. O índice de volume do lo

do (ml/g) foi reduzido de 600 a 50 após a redução de 100% para 0% da fração da fase de enchimento sujeita a aeração.

IRVINE et al. [5] demonstraram que a melhor estratégia é manter a maior parte da fase de enchimento em condições anóxicas (sem mistura) e sem aeração. Para os 15 ou 30 minutos finais são colocados em operação os mecanismos de mistura e aeração.

Outro fator determinante na característica do material tratado é a relação F/M. Para valores elevados ( $F/M > 0,6$ ) há a predominância de microorganismos filamentosos, que permanecem quase indefinidamente em suspensão [13].

Em termos do controle de nitrogênio, podemos admitir a seguinte estratégia:

**NITRIFICAÇÃO** - aumento do período de reação ou aumento da fração de enchimento com mistura/aeração e concentração de oxigênio dissolvido próxima a 2 mg/l.

**DENITRIFICAÇÃO** - aumento do período de sedimentação e descarga ou ambos, de maneira a obter-se concentração de oxigênio dissolvido próximo a zero ( 0,5 mg/l)

## CAPÍTULO VII

## RESULTADOS E ANÁLISES

## VII.1 - INTRODUÇÃO

A partir das 7 equações que governam os processos da remoção carbonácea e nitrificação e da identificação da faixa de variação dos parâmetros, foi elaborado o programa computacional que simula as duas fases de tratamento. O método utilizado na solução do sistema de equações diferenciais resultante é o de RUNGE-KUTTA de quarta ordem. O trabalho computacional foi realizado em equipamento pessoal CP-500.

A listagem do programa e o significado das variáveis e parâmetros utilizados está apresentado no Apêndice I.

No Apêndice II estão as tabelas com os resultados das simulações realizadas que dão origem às análises que se seguem.

A estratégia utilizada para as simulações é a de adotar para parâmetros os valores médios encontrados na literatura. Aquele em pesquisa é variado dentro de uma faixa real enquanto os demais são mantidos constantes.

No Apêndice III é apresentado o quadro de sensibilidade dos principais parâmetros.

## VII.2 - TEMPO DE ENCHIMENTO

A experimentação a respeito do tempo de enchimento visa verificar a influência da vazão afluente sobre o resultado do processo. Visto que o processo do reator batelada parte de um volume mínimo e atinge um volume máximo definidos, o tempo de enchimento representa o espaço de tempo necessário para preencher essa diferença.

Foram empregados os valores de 1, 2 e 4 horas pa-

ra tempo de enchimento, mantendo-se constantes os demais parâmetros (Tabelas I, II e III)

Para o grupo de parâmetros analisados, a influência do tempo de enchimento reflete de maneira clara a interação entre substrato disponível e população heterotrófica. Com o enchimento num período de tempo mais curto, significando maior vazão afluente, há um aumento na concentração do substrato disponível e uma queda maior na concentração dos heterotróficos, refletindo uma rápida diluição do lodo biológico.

Com observação no formato das curvas da remoção carbonácea, conclui-se que o tempo de enchimento influi na determinação do pico de concentração do substrato e, em consequência, na curva de desenvolvimento dos organismos, não havendo, entretanto, influência significativa nos resultados finais.

Como mostra a figura VII.1, é alcançada a remoção total da matéria carbonácea antes da 5<sup>a</sup> hora. A partir daí a concentração de microorganismos heterotróficos, para os 3 casos, permanece entre 1400 e 1500 mg/l. Esses dois aspectos indicam a versatilidade do RBS.

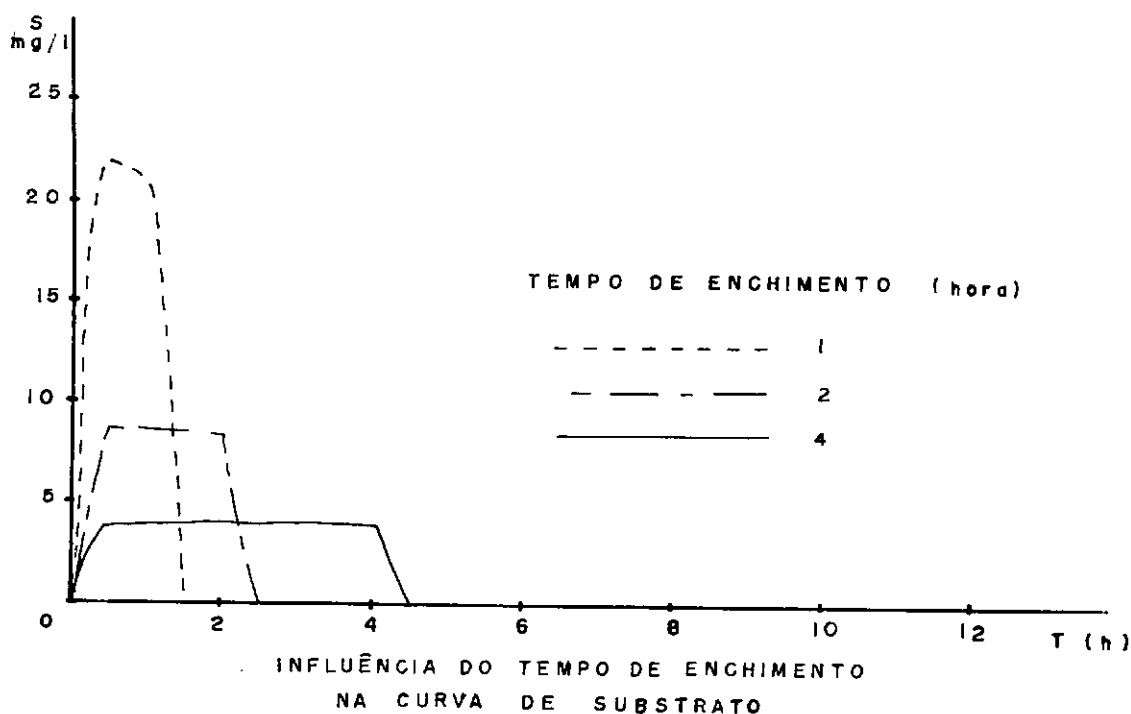


FIGURA VII.1

Com relação à nitrificação, observa-se que nas primeiras horas a curva de concentração de amônia é influenciada pela variação do tempo de enchimento, como mostra a figura VII.2. Isso parece refletir a liberação de amônia pela massa de heterotróficos destruída. A estabilização da concentração de amônia ocorre a partir da 6<sup>a</sup> hora em torno de 0,4 mg/l para os três casos simulados. Esse resultado está plenamente de acordo com os ensaios de laboratório realizados por ALLEMAN

IRVINE [5], que asseguram remoção de até 98% na matéria carbonácea e componentes nitrogenados. No caso simulado temos para concentrações afluente e efluente respectivamente 24 mg/l e 0,4 mg/l.

De posse desses resultados conclui-se que para um ciclo de 8 horas e dentro dos parâmetros utilizados, pode-se assegurar que o processo apresenta resultados finais independentemente do tempo de enchimento.

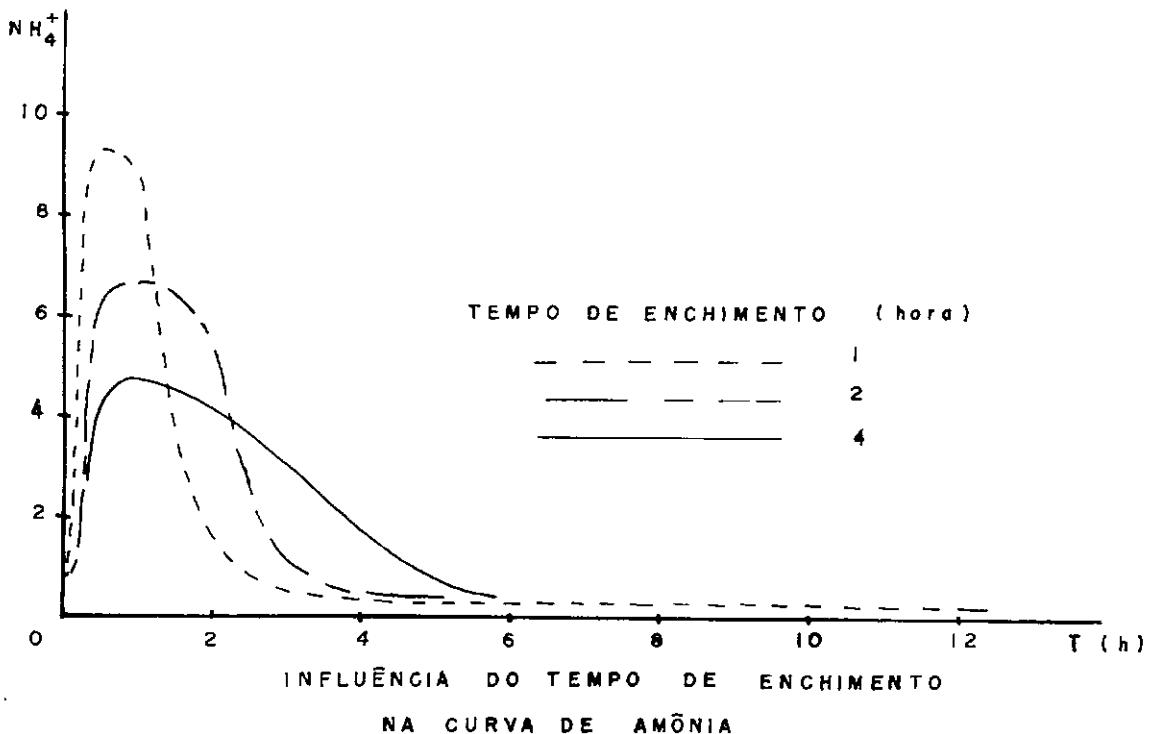


FIGURA VII.2

## VII.3 - CARGA ORGÂNICA

Em uma estação real de tratamento o sistema deve estar apto a receber uma determinada faixa de concentração de carga orgânica, já que as características do afluente não se apresentam invariáveis. Em se tratando de unidades dotadas de sistema contínuo convencional, a única alternativa é dimensionar a instalação para o pico de carga esperado, permanecendo superdimensionada, entretanto, para os casos de maior frequência.

Para o reator batelada existe a possibilidade de controlar o mecanismo de liberação do material, de maneira a garantir que os resultados desejados tenham sido alcançados. Além dessa particularidade, os resultados da simulação demonstram que o sistema é pouco sensível a uma ampla faixa de valores da carga orgânica, considerando o período de tempo a partir da 3<sup>a</sup> hora. Os resultados estão apresentados na figura VII.3.

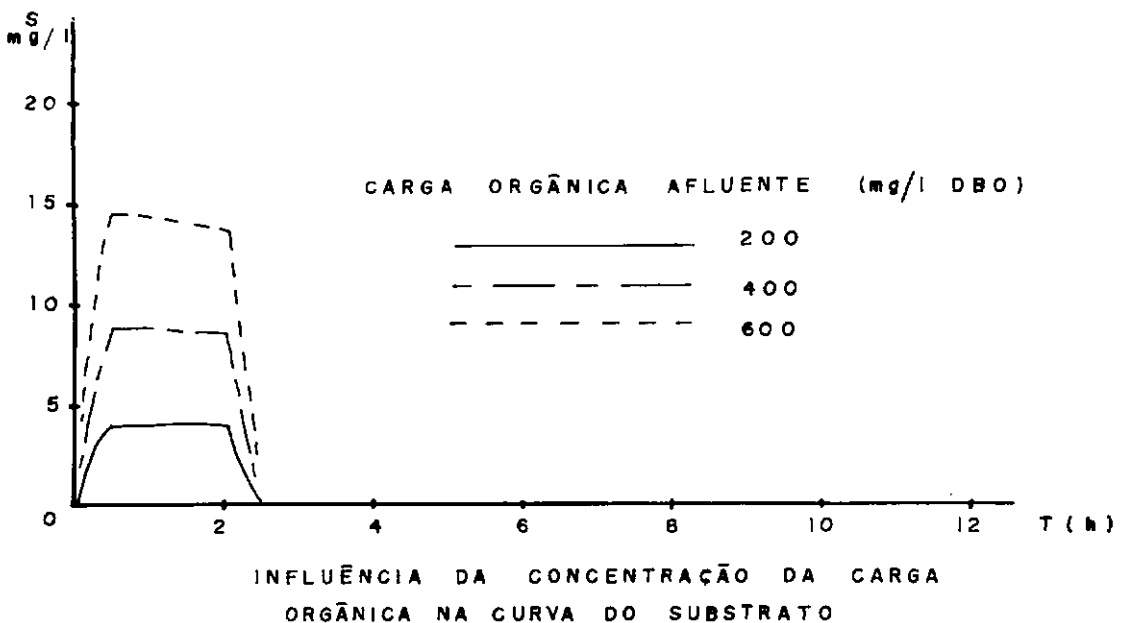
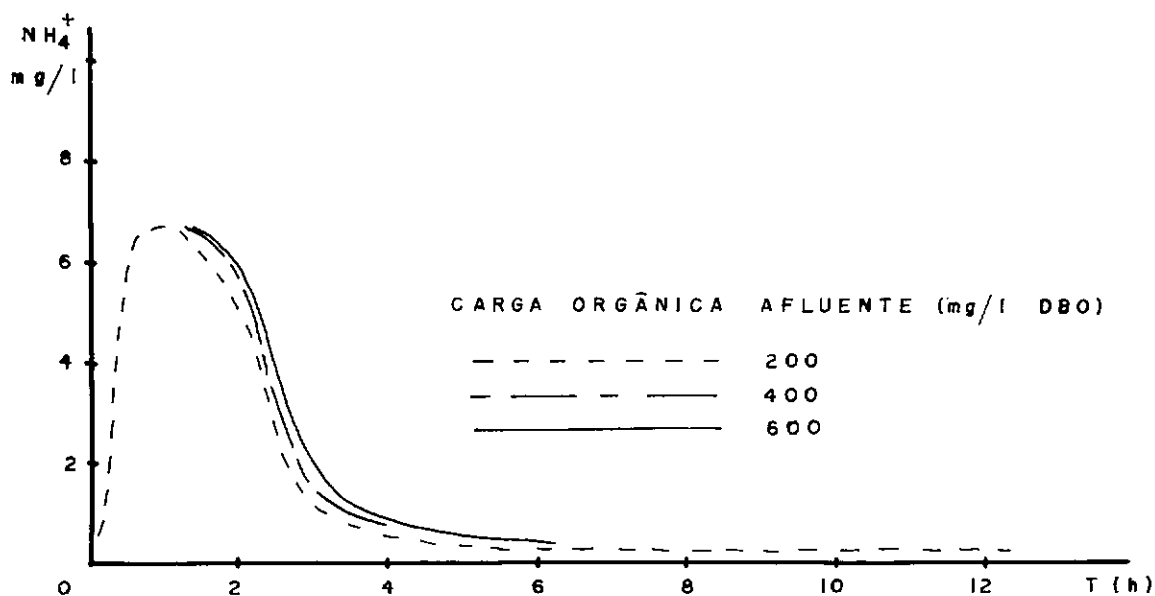


FIGURA VII.3

Como se constata na figura VII.3 as simulações realizadas (Tabelas I, IV e V), com carga afluyente de 200, 400 e 600 mg/l de DBO, ressaltam a flexibilidade do sistema RBS. Essa característica do RBS sugere sua aplicação em atividades que possam apresentar grandes flutuações na composição de efluentes.

Observa-se, também, que nas primeiras horas, a maior concentração da carga orgânica provoca um pico de concentração no substrato, acarretando diferença nas curvas de amônia, na faixa compreendida entre a 2<sup>a</sup> e 6<sup>a</sup> hora. Esse resultado é apresentado na figura VII.4.

Essas conclusões estão de acordo com H. ROQUES [9]. Em grandes concentrações de carga orgânica, a taxa de crescimento dos heterotróficos sobrepõe-se à dos autotróficos. Daí o retardo no ataque da amônia por nitrosomonas, para concentrações mais altas de matéria orgânica.



INFLUÊNCIA DA CONCENTRAÇÃO DA CARGA ORGÂNICA NA CURVA DE AMÔNIA

FIGURA VII.4

#### VII.4 - CONCENTRAÇÃO INICIAL DE MICROORGANISMOS

O processo de lodo ativado, como o próprio nome designa, é resultado da ação de uma população de microorganismos ativos. Esses germes funcionam como minúsculos reatores, devidamente organizados pelo sistema, que fornecem o resultado programado. Por assim ser, esses elementos desempenham um dos destacados fatores sobre o desempenho do processo. Como já visto, no RBS o lodo ativado é o produto do controle sobre a massa de microorganismos após cada ciclo. Com esse controle estabelece-se a massa ativa no início do ciclo seguinte. Nessa massa destacamos, para o caso em questão, os elementos heterotróficos e os autotróficos, representados pelos gêneros nitrosomonas e nitrobacter.

O estudo a respeito da influência dos microorganismos no processo biológico, entre outras funções, orienta a aclimação e estabilização do processo. Essa particularidade deve-se ao fato da necessidade de promover a adaptação dos parâmetros de determinado modelo às características reais dos elementos ativos.

##### VII.4.1 - MICROORGANISMOS HETEROTRÓFICOS

Os germes heterotróficos, responsáveis pela oxidação da matéria carbonácea, representam quase que a totalidade da massa ativa e desempenham o papel de competidores com os autotróficos na definição das etapas de tratamento.

A influência da concentração inicial sobre a curva do substrato carbonáceo pode ser observada na figura VII.5.

Observa-se que a remoção carbonácea é completada no

mesmo período de tempo, independentemente da concentração inicial dos organismos. Os resultados (Tabelas I, VI e VII), obtidos com concentrações reais encontradas em estações com sistema em batelada, nos indicam não ser necessário grande rigor no controle de massa ativa no início de cada ciclo. Ressalta-se, entretanto, que essa observação é válida para o grupo de parâmetros analisados.

Essa flexibilidade do RBS em atender a um grau de tratamento com diferentes concentrações iniciais de germes heterotróficos confirma as observações realizadas na estação de Indiana-EEUU [4]. Naquela estação transformada do sistema contínuo para batelada, com carga orgânica de 150 mg/l de DBO, obtinha-se efluente de 5 mg/l, com SVS variando de 1700 a 3100 mg/l.

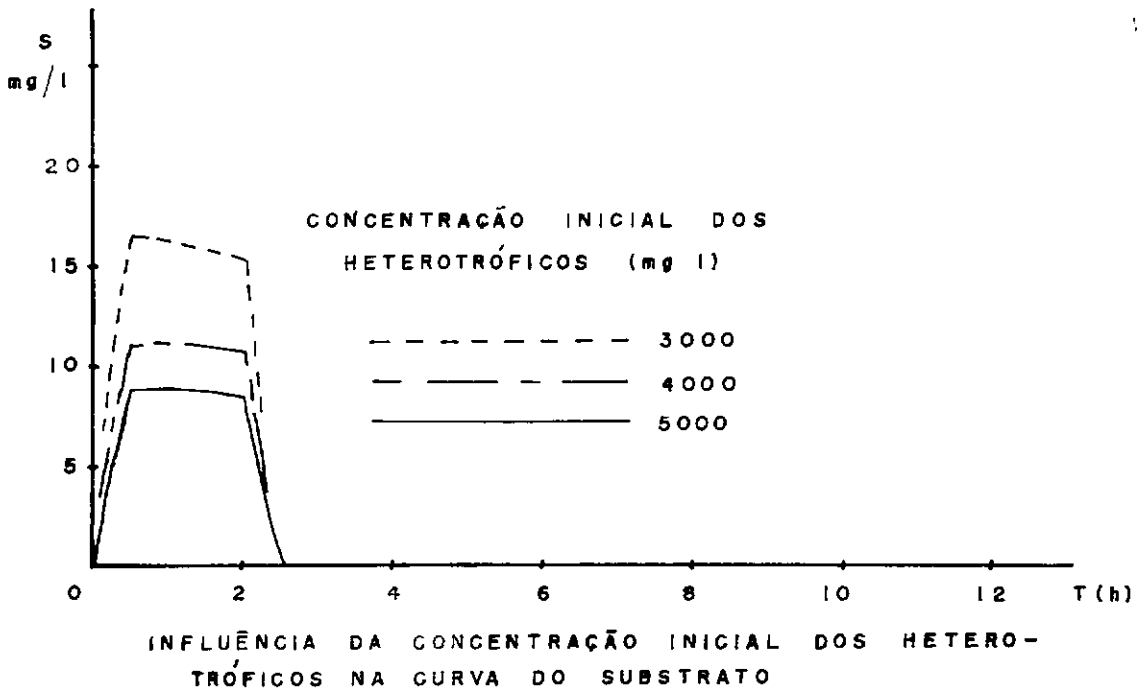


FIGURA VII.5

## VII.4.2 - PERCENTAGEM DE AUTOTRÓFICOS

A percentagem dos autotróficos na população total, bem como a percentagem relativa entre nitrosomonas e nitrobacter não desempenham papel na fase de remoção carbonácea. Entretanto, essa situação é bastante significativa na fase de nitrificação, visto serem os autotróficos os responsáveis por essa reação.

Embora a nitrificação seja o resultado de duas reações sucessivas, uma tem maior importância para a cinética do processo - a oxidação da amônia para nitrito. A segunda reação, oxidação de nitrito para nitrato, desenvolve-se sempre de forma rápida e pode ser considerada como instantânea.

Pelo motivo acima mencionado e pela falta de informações a respeito da percentagem relativa entre os germes nitrificantes, inicialmente foram realizadas simulações considerando igual a 2 a relação entre nitrosomonas e nitrobacter. Deve-se destacar que a bibliografia trata tão somente da percentagem total dos nitrificantes no lodo biológico.

Os resultados da figura VII.6 são oriundos das Tabelas I, VIII e IX e mostram a influência da variação da percentagem dos autotróficos na nitrificação. Observamos que com o aumento da percentagem dos nitrificantes na população ativa total ocorre um ataque mais acentuado na amônia e, em consequência, maior formação de nitrato. Como o nitrato representa o resultado final da nitrificação, essa simulação permite, a partir da verificação do grau de interferência nas curvas, selecionar a cultura que melhor forneça a taxa de remoção de matéria nitrogenada. A figura permite também verificar que buscando-se apenas a redução de amônia, o processo atinge o mes

mo resultado a partir da 5<sup>a</sup> hora, estabilizando-se a concentração em 0,4 mg/l, para os 3 diferentes valores de percentagem de autotróficos.

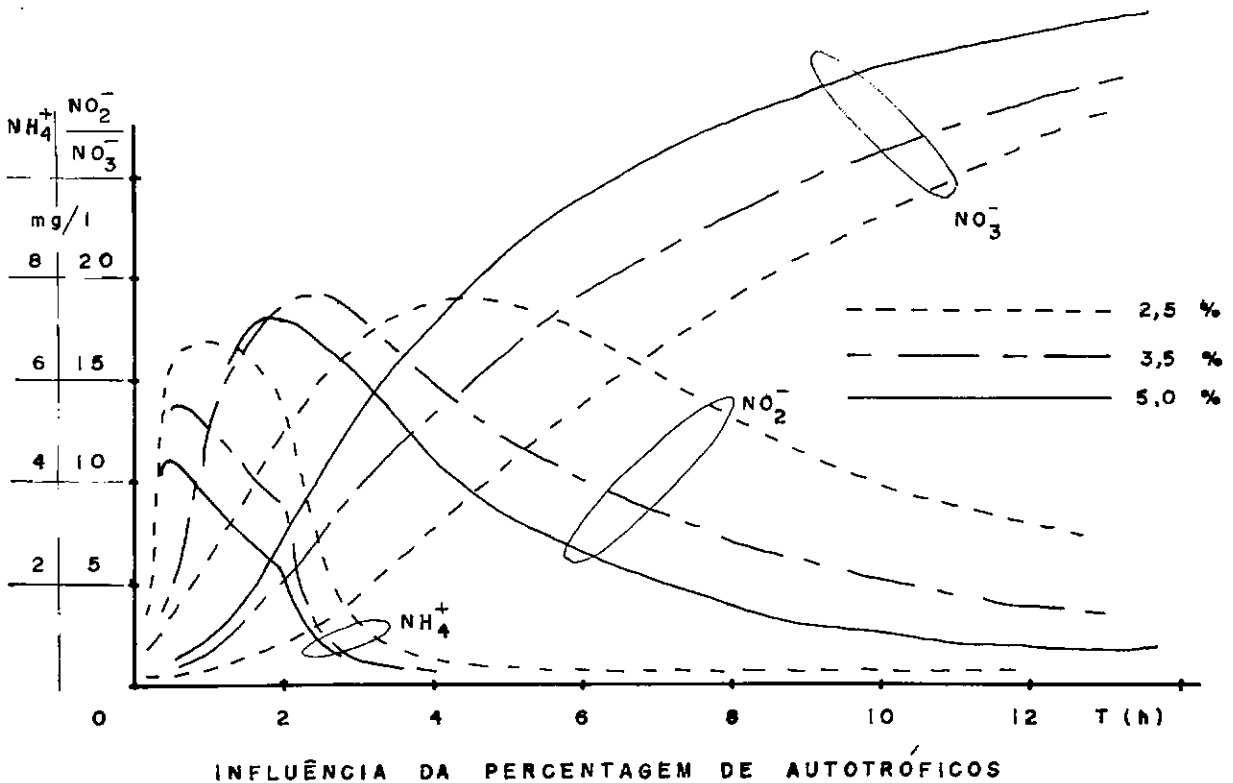


FIGURA VII. 6

Como complemento sobre o estudo, é apresentado na figura VII.7 o estudo entre percentagem relativa entre nitrosomonas e nitrobacter (Tabelas VIII, X e XI). As curvas representam a influência da relação  $X_6/X_7$  e mostram claramente a transformação da amônia por nitrosomonas e do nitrito por nitrobacter. As curvas indicam que à medida que aumenta a percentagem relativa de nitrosomonas ocorre um consumo mais acentuado de amônia e, em consequência maior formação de nitrito. Essa particularidade reflete a própria característica do pro-

cesso e quantitativamente podemos verificar que as relações adotadas satisfazem, em razoável período de tempo, um desejável grau de tratamento.

As relações adotadas foram empiricamente obtidas a partir das vagas considerações a respeito na bibliografia sobre nitrificação. Torna-se necessário, assim, o desenvolvimento de técnica adequada para avaliar experimentalmente a percentagem relativa entre os germes nitrificantes.

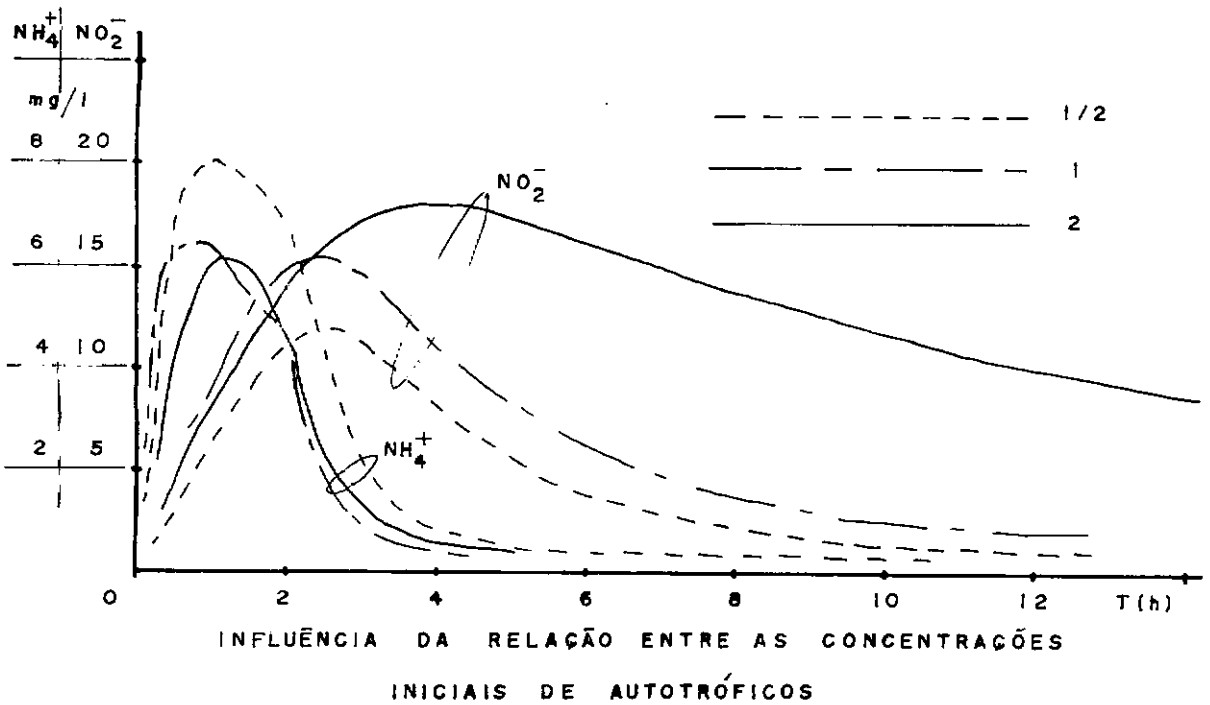


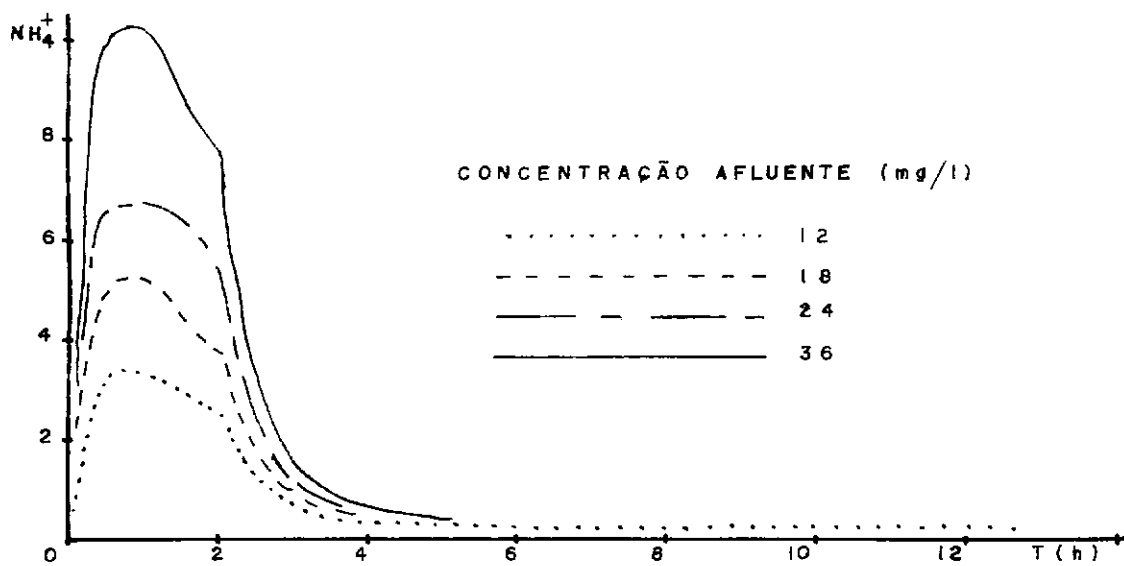
FIGURA VII. 7

Interessante é observar a estabilidade de concentração dos microorganismos autotróficos durante todo o processo da nitrificação. Como pode ser observado, independentemente de suas concentrações iniciais e demais parâmetros, suas variações ocorrem numa faixa estreita em torno dos valores iniciais.

## VII.5 - VARIAÇÃO DE CONCENTRAÇÃO DE AMÔNIA NA CORRENTE DE ALIMENTAÇÃO

Com respeito a tratamento de esgoto doméstico, a principal fonte de amônia é o resultado da hidratação da uréia contida na urina. Nesse aspecto é de se esperar um concentração estável de amônia no caso de tratamento doméstico. Em instalações industriais, entretanto, há processos que liberam carga de amônia mais intensa. A fim de verificar a resposta do RBS a esses casos, foram simulados afluentes com concentrações de 12 a 36 mg/l de amônia (Tabelas I, XII, XIII e XV). Os resultados são apresentados na figura VII.8.

Aqui, mais uma vez, é destacada a grande flexibilidade do RBS. Na figura observamos que, apesar da grande variação da concentração afluente de amônia, a sua redução a níveis próximos a zero é conseguida na 6<sup>a</sup> hora. Destacamos que no caso de 12 mg/l esse fato é observado já na 2<sup>a</sup> hora e meia.



INFLUÊNCIA DA CONCENTRAÇÃO DE AMÔNIA AFLUENTE

FIGURA VII.8

## VII.6 - TAXAS DE CRESCIMENTO ESPECÍFICO DOS AUTOTRÓFICOS

Esse estudo foi desenvolvido considerando-se a etapa final da nitrificação: - a formação de nitrato. Objetivando qualificar os dois gêneros de autotróficos, foram analisadas diversas relações de taxas máximas de crescimento desses organismos.

Os resultados são apresentados na figura VII.9 e são derivados das Tabelas I, XVI e XVII. Uma das características das curvas é o trecho reto a partir da 8<sup>a</sup> hora, indicando cinética de ordem zero, tendendo lentamente à horizontal.

Os valores adotados são reais, retirados da bibliografia e indicam que o melhor desempenho ocorre para valores iguais de taxa de crescimento específica máxima de  $0,05 \text{ h}^{-1}$ . Considerando a 11<sup>a</sup> hora, verifica-se entre as duas curvas extremas uma variação de 35% na concentração de nitrato (23,7 mg/l - curva A e 17,5 mg/l - curva C).

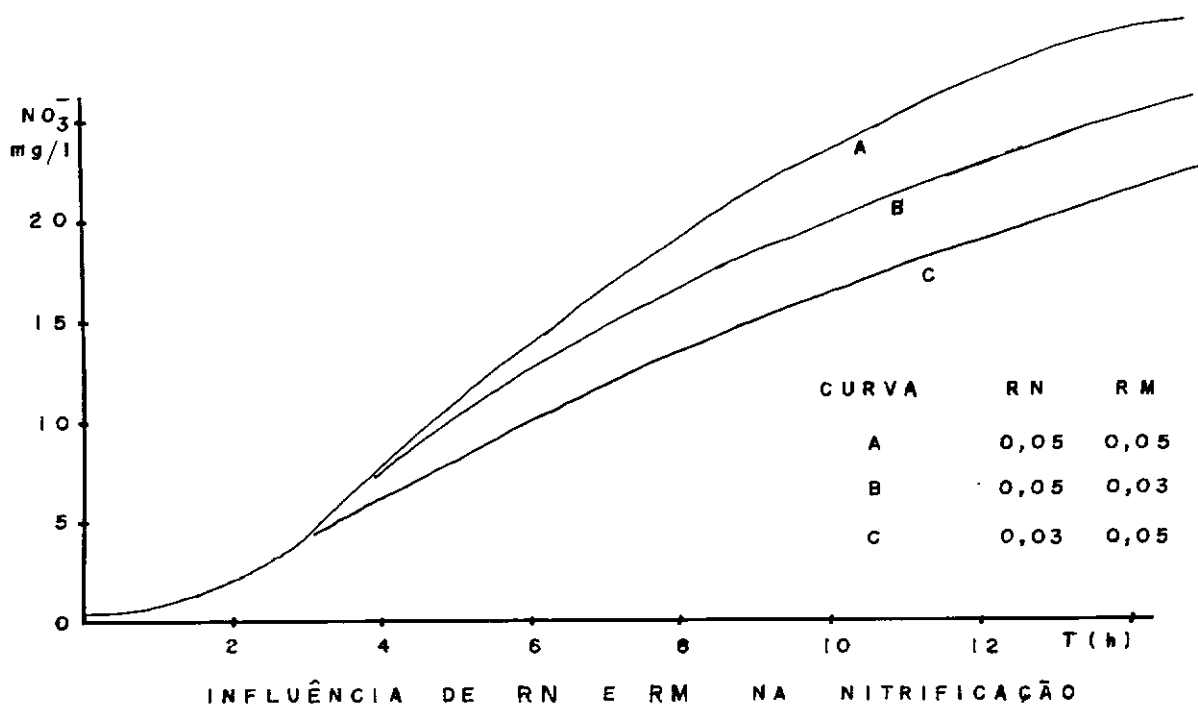


FIGURA VII.9

Essas observações indicam que, se as taxas em questão ocorrerem dentro da faixa apresentada na bibliografia, os resultados não apresentam grande sensibilidade às variações.

A maior confirmação desse estudo reside no fato comumente apresentado pelos pesquisadores: - a taxa de crescimento do gênero nitrosomonas determina com maior expressão o fenômeno da nitrificação. Isso pode ser observado pela posição relativa das curvas B e C. A curva B representa uma diminuição da taxa de crescimento específica de nitrobacter, enquanto a curva C representa diminuição de igual valor na de nitrosomonas. Essa característica indica a necessidade de estudos sobre cultura de nitrificantes de maneira a se obter um lodo ativo que apresente a particularidade de possuir uma população com predominância de nitrosomonas.

## CAPÍTULO VIII

## ANTE PROJETO RBS

Não levaria a um senso prático o presente trabalho se aqui não fosse apresentada uma orientação para o projeto básico de uma unidade de tratamento biológico com a utilização do RBS.

Essa orientação pretende fornecer subsídios para o dimensionamento físico do reator, a partir das características do afluente e população ativa de microorganismos. Como foi verificado na análise dos resultados de simulação, esses são os dois parâmetros mais sensíveis para o resultado final desejado.

A elaboração dos itens dessa orientação é feita sobre o trabalho de ARORA et al. [10]

- 1 - Determinação da carga diária de DBO (F). Para tanto multiplica-se a vazão diária pela concentração de DBO do afluente. F representa kg DBO/dia.
- 2 - Objetivando-se buscar um equilíbrio entre substrato e microorganismo e ainda controlar o desenvolvimento de filamentosos, adota-se uma relação F/M e determina-se M (massa de microorganismos ativos)
- 3 - Adota-se um valor razoável para a concentração de MLSS ao final do período de decantação e determina-se o volume ocupado pelos sólidos sedimentados (M), baseado na concentração adotada.
- 4 - Seleciona-se o número de tanques RBS a serem utilizados,

determinando o volume ocupado em cada tanque pelos sólidos sedimentados (M) a partir do item 3.

5 - A partir da vazão diária e do número de tanques definidos no item 4, determina-se o número de ciclos necessários e o volume a ser retido para decantação por cada tanque RBS.

6 - O volume total de cada tanque RBS deverá ser no mínimo a soma dos volumes determinados nos itens 4 e 5.

7 - Partindo-se de determinada profundidade, determinam-se a largura e comprimento da seção horizontal de cada tanque de maneira a fornecer o volume do item 6.

8 - Determinada a área de cada tanque é necessário verificar a profundidade do líquido decantado para acomodar o volume do item 5. Essa profundidade deve situar-se entre 1,0 e 1,5 metros. Se isso não ocorrer devem ser feitas algumas modificações em alguns dos itens anteriores. Por exemplo: alterando-se a seção transversal, altera-se conseqüentemente a profundidade. Essas alterações devem ser tentadas até que se obtenha razoável profundidade de decantação.

9 - Com o volume total do tanque e a seção transversal definidos, determina-se a profundidade necessária para acomodar o lodo determinado no item 3. Esse volume deve ser próximo a metade da profundidade total do tanque.

10 - A partir do padrão de tratamento desejado, determina-se a demanda de oxigênio necessária.

11 - O dimensionamento do equipamento de aeração deverá satis

fazer a necessidade de oxigênio determinada para os períodos de enchimento e reação.

Esses itens abordados apresentam uma rotina simplificada para o dimensionamento de uma estação RBS. Em uma situação real, onde houver possibilidade de flutuações hidráulica ou orgânica, necessário se faz experimentar valores distintos de alguns dos parâmetros analisados, a fim de se obter uma configuração que atenda a situações emergenciais.

Uma parte não abordada e que deve ser considerada como projeto específico, refere-se ao controle dos mecanismos que gerenciam o processo. Como o RBS apresenta um funcionamento com características bastante dinâmicas, diversos dispositivos como sensores de nível e turbidez, medidores de vazão e analisadores de oxigênio dissolvido, devem estar associados a controles de bombas e compressores de ar. Interligando tudo, deve haver a presença de processador que previamente programado efetuará os comandos necessários à realização do processo que se deseja.

## CAPÍTULO IX

## CONCLUSÕES

O objetivo central do trabalho, a apresentação de um modelo de tratamento biológico de efluentes, a partir do REATOR BATELADA SEQUENCIAL, incluindo a remoção carbonácea e a nitrificação, foi alcançado.

O programa, desenvolvido em equipamento computacional de uso pessoal, mostrou ser de extrema facilidade de operação. Com apresentação em linguagem BASIC, o tempo necessário para simular 14,5 horas de tratamento foi reduzido de 40 para 12 minutos com a utilização de compilador.

A parte referente à remoção carbonácea derivou do modelo de HERBERT pela sua consagração nesse tipo de tratamento e mostrou com clareza as condições de contorno do problema. Foram realizadas simulações com situações críticas de substrato e os resultados mostraram a queda brusca na população ativa.

Apesar de a nitrificação envolver as duas etapas de transformação - amônia em nitrito e nitrito em nitrato - , alguns modelos tratam tão somente da curva de concentração de amônia, mostrando a sua remoção. Os seus resultados não fornecem elementos para a etapa seguinte de remoção do nitrogênio - a denitrificação. A partir dessa observação foram considerados os modelos de MEYERHOF para a formação de nitrito e o de BOON & LAUDELOUT para a formação de nitrato.

Assim, o modelo desenvolvido para o RBS, examina a remoção carbonácea e nitrificação e fornece elementos para futura aplicação em denitrificação.

O trabalho apresenta a superioridade cinética do RBS

sobre o sistema contínuo, fato este devido principalmente a seguinte característica :

No reator contínuo a concentração do substrato , quando do funcionamento em regime permanente, permanece constante e a baixo valor. Como a taxa de remoção é proporcional à concentração do substrato, o reator contínuo apresenta baixa taxa de remoção, comparando-o com o RBS.

Os resultados das simulações mostraram eficiência do RBS no tratamento biológico de esgotos, a partir dos parâmetros reais adotados, considerando que:

- o tempo de enchimento não apresenta significativa importância quando consideramos o resultado final do processo. A influência é observada apenas nas primeiras horas, mas a remoção carbonácea e nitrificação ocorrem já na 7<sup>a</sup> hora para os três diferentes tempos de enchimento considerados.

- para flutuação da carga orgânica na faixa de 200 a 600 mg/l de DBO, o RBS mostrou-se insensível, evitando a necessidade de tanque de equalização em unidades dotadas com esse sistema. Os resultados finais foram os mesmos, realizando a remoção total do substrato já na 2<sup>a</sup> hora e meia.

- a remoção do nitrogênio amoniacal é realizada com a mesma eficiência para concentrações afluentes numa ampla faixa de variação. As concentrações simuladas de 12 a 36 mg/l mostram a grande flexibilidade do RBS, permitindo, assim, menor diligência no acompanhamento das características do mate-

rial a ser tratado.

- uma das dificuldades imputadas ao RBS refere-se ao controle da massa de organismos ao final de um processo, quando da liberação do lodo. Entretanto, os resultados indicaram o mesmo nível de tratamento, para concentração inicial de heterotróficos de 3000 a 5000 mg/l.

Apesar das experiências levadas em alguns centros de pesquisas internacionais sobre o RBS, algumas questões ainda carecem de resultados concretos. Um desses aspectos é o perfeito entendimento sobre o fenômeno da sedimentação, que é fortemente influenciado pelos microorganismos filamentosos. Não há ainda uma determinação sobre os procedimentos a serem adotados de maneira a impedir o desenvolvimento desses organismos. O controle tem sido feito de maneira empírica, adotando-se uma variação na taxa de aeração.

Outro aspecto ainda sem resposta científica refere-se à estabilidade periódica do processo. Isso significa que os parâmetros a serem adotados num determinado ciclo ainda não são, de maneira científica, determinados a partir do ciclo anterior.

## BIBLIOGRAFIA

- [11] SILVERSTEIN, J. & SCHROEDER, E.D. - Performance of SBR activated sludge processes with nitrification/denitrification. JWPCF, 55(4): 377-84, 1983
- [12] ABUFAYED, A.A. & SCHROEDER, E.D. - Performance of SBR denitrification with a primary sludge carbon source. JWPCF, 58(5): 387-96, 1986
- [13] KETCHUM, L.H. et al. - A comparison of biological and chemical phosphorus removals in continuous and sequencing batch reactors. JWPCF, 59(1):13-18, 1987
- [14] IRVINE, R.L. et al. - Municipal application of sequencing batch treatment. JWPCF, 55(5):484-89, 1983
- [15] FORD, D.L. et al. - Comprehensive analysis of nitrification of chemical processing wastewaters. JWPCF, 52(11): 2726-45, 1980
- [16] ALLEMAN, J.E. & IRVINE, R.L. - Nitrification in the sequencing batch biological reactor. JWPCF, 52(11): 2747-54, 1980
- [17] DENNIS, R.W. & IRVINE, R.L. - Effect of fill: react ratio on sequencing batch biological reactors. JWPCF, 51(2): 255-63, 1979

- [81] SABESP - Manual de tratamento de águas residuárias industriais - 1983.
- [91] ROQUES et al. - Essais de mise au point d'un modèle général de croissance des microorganismes englobant les phénomènes de nitrification et la métabolisation des matières hydrocarbonées. WATER RESEARCH, 10: 265-270, 1976.
- [101] ARORA, M.L. et al. - Technology evaluation of sequencing batch reactors. JWPCF, 57(8): 867-75, 1985.
- [111] SHARMA, B. & AHLERT, R.C. - Nitrification and nitrogen removal. WATER RESEARCH, 11: 897-925, 1977.
- [121] SHAMMAS, N.K. - Interactions of temperature, pH and biomass on the nitrification process. JWPCF, 58(1): 52-8, 1986.
- [131] RAMALHO, R.S. - Introduction to Wastewater Treatment Processes. Laval University - Quebec. Academic Press, N.Y., 1977.
- [141] ROQUES, H. - Notas de aulas. COPPE - UFRJ, 1983.
- [151] JAMES, G.V. - Water Treatment. Technical Press, Scotland, 1971.
- [161] WARREN, C.E. - Biology and Water Pollution Control. W.B. Saunders Company, 1971.

- [17] BOTON, R.L. et al. - Sewage Treatment. Butterworths - London, 1971.
- [18] SAWYER, C.N. & McARTY P.L. - Chemistry for Sanitary Engineers. McGraw Hill - New York, 1967.
- [19] LESLIE, C.P. - Biological Wastewater Treatment - Theory and Application. M. Dekker - New York, 1980.
- [20] HALL, E.R. & MURPHY, K.L. - Estimation of Nitrifying Biomass and kinetics in wastewater. WATER RESEARCH , 14: 297-304, 1980.
- [21] HOCKENBERRY, M.R. et al. - Factors Affecting Nitrification. SCCWRP, EE1: 9- 19, 1977.
- [22] IRVINE, R.L. & BUSH, A.W. - Sequencing batch biological reactors - an overview. JWPCF, 51(2): 235-54, 1979.
- [23] DAIGGER, G.T. & GRADY, C.P. - Factors affecting effluent quality from fill-and-draw activated sludge reactors. JWPCF, 2390-396, 1977.

## APÊNDICE I

LISTAGEM DO PROGRAMA SIMULADOR

```

10  CLS
15  J=0
20  PRINT @ 8*64+15, "SIMULACAO DO REATOR BATELADA SEQUENCIAL"
25  PRINT @ 10*64+19, "REMOCAO CARBONACEA E NITRIFICACAO"
30  FOR B=1 TO 1000: NEXT B
35  READ V, V0, YY
40  REM V0=VOLUME INICIAL DO REATOR (litro)
45  REM V=VOLUME DO REATOR NO TEMPO T (litro)
50  REM YY=FATOR DE CONVERSAO (massa de substrato
consumida/massa de heterotoficos produzida)
55  DATA 6.0, 1.8, 0.49
60  READ D1, D2, D3, D4, CN
65  REM D1=CONCENTRACAO INIBIDORA DE AMONIA (mg/l)
70  REM D2=CONCENTRACAO SATURADORA DE AMONIA (mg/l)
75  REM D3=CONCENTRACAO INIBIDORA DE NITRITO (mg/l)
80  REM D4=CONCENTRACAO SATURADORA DE NITRITO (mg/l)
85  REM CN=FATOR DE CONVERSAD (massa de heterotoficos
destruida/massa de amonia liberada)
90  DATA 800, 20, 750, 110, 50
95  INPUT "CONCENTRACOES INICIAIS -
X1, X2, X3, X4, X5, X6, X7"; X1, X2, X3, X4, X5, X6, X7
100 REM X1=CONCENTRACAO DE SUBSTRATO CARBONACEO (mg/l)
105 REM X2=CONCENTRACAO DE MICROORGANISMOS HETEROTROFICOS
(mg/l)
110 REM X3=CONCENTRACAO DE AMONIA (mg/l)
115 REM X4=CONCENTRACAO DE NITRITO (mg/l)
120 REM X5=CONCENTRACAO DE NITRATO (mg/l)
125 REM X6=CONCENTRACAO DE NITROSOMONAS (mg/l)
130 REM X7=CONCENTRACAO DE NITROBACTER (mg/l)
135 INPUT "TF  SO  CMAX  RS  RD"; TF, SO, CMAX, RS, RD: CLS
140 REM TF=TEMPO DE ENCHIMENTO (hora)
145 REM SO=CONCENTRACAO DE SUBSTRATO CARBONACEO NA CORRENTE DE
ALIMENTACAO (mg/l)
150 REM CMAX=TAXA ESPECIFICA MAXIMA DE CRESCIMENTO DOS
HETEROTROFICOS (1/hora)
155 REM RD=TAXA DE RESPIRACAO ENDOGENA DOS HETEROTROFICOS
(1/hora)
160 INPUT "RN  RM  NK  MK  AN  AM
NH0"; RN, RM, NK, MK, AN, AM, NH0: FOR M=0 TO 500: NEXT M: CLS
165 REM RN=TAXA MAXIMA ESPECIFICA DE CRESCIMENTO DE
NITROSOMONAS (1/hora)
170 REM RM=TAXA MAXIMA ESPECIFICA DE CRESCIMENTO DE
NITROBACTER (1/hora)
175 REM NK=TAXA DE RESPIRACAO ENDOGENA DE NITROSOMONAS
(1/hora)
180 REM MK=TAXA DE RESPIRACAO ENDOGENA DE NITROBACTER (1/hora)
185 REM AN=FATOR DE CONVERSAO DE AMONIA EM NITRITO (1)
190 REM AM=FATOR DE CONVERSAD DE NITRITO EM NITRATO (1)
195 REM NH0=CONCENTRACAO DE AMONIA NA CORRENTE DE ALIMENTACAO
(mg/l)
200 H=.025 : H2=H/2 : Q=(V-V0)/TF
205 REM H=INTERVALO DE TEMPO PARA INTERACAO DO METODO DE
RUNGE-KUTTA (hora)
210 N1=X1 : N2=X2 : N3=X3 : N4=X4 : N5=X5 : N6=X6 : N7=X7
215 FOR X=0 TO 15 STEP H
220 IF X>TF THEN Q=0 : T=X
225 GOSUB 1000
230 S1=H*S : M1=H*M : A1=H*A : I1=H*I : T1=H*T : R1=H*R :
B1=H*B

```

```

235 W=X+H2
240 X1=N1+S1/2 : X2=N2+M1/2 : X3=N3+A1/2 : X4=N4+I1/2 :
X5=N5+T1/2 : X6=N6+R1/2 : X7=N7+B1/2
245 GOSUB 1000
250 S2=H*S : M2=H*M : A2=H*A : I2=H*I : T2=H*T : R2=H*R :
B2=H*B
255 W=X+H2
260 X1=N1+S2/2 : X2=N2+M2/2 : X3=N3+A2/2 : X4=N4+I2/2 :
X5=N5+T2/2 : X6=N6+R2/2 : X7=N7+B2/2
265 GOSUB 1000
270 S3=H*S : M3=H*M : A3=H*A : I3=H*I : T3=H*T : R3=H*R :
B3=H*B
275 W=X+H
280 X1=N1+S3 : X2=N2+M3 : X3=N3+A3 : X4=N4+I3 : X5=N5+T3 :
X6=N6+R3 : X7=N7+B3
285 GOSUB 1000
290 S4=H*S : M4=H*M : A4=H*A : I4=H*I : T4=H*T : R4=H*R :
B4=H*B
295 X1=N1+(S1+2*S2+2*S3+S4)/6
300 X2=N2+(M1+2*M2+2*M3+M4)/6
305 X3=N3+(A1+2*A2+2*A3+A4)/6
310 X4=N4+(I1+2*I2+2*I3+I4)/6
315 X5=N5+(T1+2*T2+2*T3+T4)/6
320 X6=N6+(R1+2*R2+2*R3+R4)/6
325 X7=N7+(B1+2*B2+2*B3+B4)/6
330 N1=X1 : N2=X2 : N3=X3 : N4=X4 : N5=X5 : N6=X6 : N7=X7
335 IT=IT+1
340 IF X<4 THEN GOTO 345 ELSE GOTO 350
345 IF IT<20 THEN GOTO 370 ELSE GOTO 355
350 IF IT<60 THEN GOTO 370
355 PRINT @J, "", USING "##.##"; X+H; : PRINT @8+J, "", USING
"###.##"; X1; : PRINT @16+J, "", USING "####.##"; X2; : PRINT @24+J, "",
USING "##.##"; X3; : PRINT @32+J, "", USING "###.##"; X4; : PRINT
@42+J, "", USING "##.##"; X5; : PRINT @48+J, "", USING "###.##"; X6; :
PRINT @56+J, "", USING "##.##"; X7
360 J=J+64
365 IT=0
370 NEXT X
1000 Z=(CMAX*N1*N2)/(N1+RS)
1005 Z1=RN/AN : Z2=RM/AM : Z3=Q/(VO+Q*W)
1010 Z4=EXP(-N3/D1)-EXP(-N3/D2)
1015 Z5=N4/((N4+D4)*(1+N4/D3))
1020 S=Z3*(S0-N1)-Z/YY
1025 M=-Z3*N2+Z-RD*N2
1030 A=Z3*(NH0-N3)-Z1*Z4*N6+RD*N2/CN
1035 I=Z1*Z4*N6-Z2*Z5*N7
1040 T=Z2*Z5*N7
1045 R=RN*Z4*N6-NK*N6
1050 B=RM*Z5*N7-MK*N7
1055 RETURN

```

APÊNDICE II

TABELAS DOS RESULTADOS DE SIMULAÇÃO

## APÊNDICE II

## TABELAS DE RESULTADOS DE SIMULAÇÕES

As tabelas apresentadas possuem 8 colunas com os resultados das simulações realizadas, com os significados abaixo:

T	intervalo de tempo	(hora)
S	concentração de substrato carbonáceo	(mg/l)
X	concentração de heterotróficos	(mg/l)
NH <sub>4</sub>	concentração de amônia	(mg/l)
NO <sub>2</sub>	concentração de nitrito	(mg/l)
NO <sub>3</sub>	concentração de nitrato	(mg/l)
X <sub>N</sub>	concentração de nitrosomonas	(mg/l)
X <sub>M</sub>	concentração de nitrobacter	(mg/l)

Além das concentrações iniciais (T=0,0), cada simulação é realizada com o grupo de parâmetros próprios abaixo apresentados:

TF	tempo de enchimento	(hora)
SO	concentração de substrato carbonáceo na corrente de alimentação	(mg/l)
NHO	concentração de amônia na corrente de alimentação	(mg/l)
RN	taxa máxima específica de crescimento de nitrosomonas	(1/hora)

RM	taxa máxima específica de crescimento de nitrobacter	(1/hora)
$(X_N/X_M)_0$	relação entre as concentrações iniciais de nitrosomonas e nitrobacter	1

Os demais parâmetros são comuns a todas as simulações e são dotados dos valores discriminados:

CMAX	taxa máxima específica de crescimento de heterotróficos	0,2 (1/hora)
AN	fator de conversão de amônia em nitrito	0,1
AM	fator de conversão de nitrito em nitrato	0,1
RS	constante de meia velocidade	30 mg/l
RD	taxa de respiração endógena dos heterotróficos	0,02 /hora
NK	taxa de respiração endógena de nitrosomonas	0,005/hora
MK	taxa de respiração endógena de nitrobacter	0,001/hora
D1	concentração inibidora de amônia	800 mg/l
D2	concentração saturadora de amônia	20 mg/l
D3	concentração inibidora de nitrito	750 mg/l
D4	concentração saturadora de nitrito	110 mg/l
CN	massa de heterotróficos destruída/ massa de amônia liberada	50
VO	volume inicial no reator	1,8 l
V	volume final no reator	6,0 l
YY	massa de substrato consumida/ massa de heterotróficos produzida	0,49

T	S	X	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	X <sub>N</sub>	X <sub>M</sub>
0,0	0,00	5000,00	0,40	0,50	0,30	83,00	42,00
0,5	8,49	3177,12	6,49	4,18	0,47	83,18	42,00
1,0	8,42	2344,30	6,66	9,38	1,07	83,55	42,03
1,5	8,32	1866,56	5,82	13,87	2,05	83,89	42,11
2,0	8,23	1556,63	4,92	17,41	3,34	84,16	42,22
2,5	0,00	1533,36	2,15	19,18	4,82	84,27	42,35
3,0	0,00	1518,10	0,98	19,11	6,36	84,21	42,48
3,5	0,00	1502,99	0,54	18,34	7,87	84,07	42,61
4,0	0,00	1488,03	0,38	17,34	9,33	83,91	42,73
5,5	0,00	1444,04	0,29	14,34	13,29	83,38	43,07
8,5	0,00	1359,93	0,28	9,80	19,54	82,31	43,56
11,5	0,00	1280,71	0,26	6,88	24,06	81,24	43,88
14,5	0,00	1206,11	0,25	5,05	27,39	80,18	44,08

TF=2 SO=400 NHO=24 RN=0.05 RM=0.05  $(X_N/X_M)_0=2$

TABELA I

0,0	0,00	5000,00	0,40	0,50	0,30	83,00	42,00
0,5	3,81	3868,03	4,22	2,90	0,43	83,05	41,99
1,0	3,81	3156,26	4,73	6,62	0,85	83,25	42,01
1,5	3,81	2666,80	4,42	10,07	1,58	83,46	42,07
2,0	3,81	2309,57	3,94	12,93	2,56	83,64	42,14
2,5	3,81	2037,35	3,48	15,21	3,73	83,77	42,24
3,0	3,81	1823,02	3,10	16,98	5,05	83,87	42,35
3,5	3,81	1649,88	2,78	18,34	6,49	83,94	42,47
4,0	3,80	1507,09	2,51	19,35	8,01	83,98	42,60
5,5	0,00	1464,35	0,40	17,75	12,61	83,66	43,00
8,5	0,00	1379,05	0,28	12,05	20,14	82,59	43,62
11,5	0,00	1298,72	0,27	8,25	25,56	81,52	44,03
14,5	0,00	1223,06	0,25	5,87	29,47	80,46	44,29

TF=4 SO=400 NHO=24 RN=0,05 RM=0,05  $(X_N/X_M)_0=2$

TABELA II

T	S	X	$\text{NH}_4^+$	$\text{NO}_2^-$	$\text{NO}_3^-$	$X_N$	$X_M$
0,0	0,00	5000,00	0,40	0,50	0,30	83,00	42,00
0,5	21,84	2343,03	9,33	5,86	0,54	83,35	42,00
1,0	21,17	1565,72	8,63	12,52	1,33	83,89	42,06
1,5	0,00	1536,71	3,83	16,67	2,55	84,22	42,16
2,0	0,00	1521,42	1,63	17,77	3,96	84,26	42,28
2,5	0,00	1506,28	0,78	17,49	5,39	84,16	42,40
3,0	0,00	1491,29	0,47	16,70	6,79	84,01	42,52
4,0	0,00	1461,75	0,31	14,83	9,41	83,67	42,74
5,5	0,00	1418,54	0,29	12,26	12,87	83,13	43,02
8,5	0,00	1335,91	0,27	8,48	18,32	82,06	43,44
11,5	0,00	1258,09	0,26	6,08	22,29	80,99	43,71
14,5	0,00	1184,81	0,25	4,57	25,27	79,83	43,87

TF=1 SO=400 NHO=24 RN=0,05 RM=0,05  $(X_N/X_M)_0=2$

TABELA III

0,0	0,00	5000,00	0,40	0,50	0,30	83,42	42,00
0,5	3,77	3143,14	6,49	4,18	0,47	83,18	42,00
1,0	3,79	2293,93	6,66	9,38	1,07	83,55	42,03
1,5	3,79	1806,96	5,81	13,86	2,05	83,89	42,11
2,0	3,80	1491,20	4,91	17,39	3,34	84,16	42,22
2,5	0,00	1466,17	2,13	19,15	4,82	84,27	42,35
3,0	0,00	1451,58	0,96	19,08	6,35	84,21	42,48
3,5	0,00	1437,13	0,53	18,29	7,86	84,07	42,61
4,0	0,00	1422,83	0,37	17,28	9,32	83,90	42,73
5,5	0,00	1380,76	0,28	14,26	13,26	83,37	43,06
8,5	0,00	1300,33	0,26	9,69	19,47	82,29	43,55
11,5	0,00	1224,59	0,25	6,76	23,92	81,22	43,87
14,5	0,00	1153,26	0,24	4,93	27,19	80,15	44,06

TF=2 SO=200 NHO=24 RN=0,05 RM=0,05  $(X_N/X_M)_0=2$

TABELA IV

T	S	X	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	X <sub>N</sub>	X <sub>M</sub>
0,0	0,00	5000,00	0,40	0,50	0,30	83,00	42,00
0,5	14,56	3210,43	6,50	4,18	0,47	83,18	42,00
1,0	14,21	2394,11	6,67	9,38	1,07	83,55	42,03
1,5	13,84	1925,68	5,83	13,88	2,05	83,89	42,11
2,0	13,47	1621,68	4,94	17,42	3,34	84,16	42,22
2,5	0,00	1600,57	2,16	19,20	4,82	84,28	42,35
3,0	0,00	1584,64	0,99	19,15	6,36	84,21	42,48
3,5	0,00	1568,87	0,55	18,39	7,88	84,03	42,61
4,0	0,00	1553,25	0,40	17,40	9,34	83,92	42,73
5,5	0,00	1507,34	0,31	14,43	13,32	83,39	43,07
8,5	0,00	1419,53	0,29	9,91	19,61	82,32	43,57
11,5	0,00	1336,85	0,27	7,00	24,19	81,26	43,89
14,5	0,00	1258,38	0,26	5,17	27,59	80,21	44,10

TF=2 SO=600 NHO=24 RN=0,05 RM=0,05  $(X_N/X_M)_0=2$

TABELA V

0,0	0,00	4000,00	0,40	0,50	0,30	66,00	33,00
0,5	11,24	2554,04	6,96	3,55	0,42	66,15	33,00
1,0	11,07	1894,38	7,59	8,15	0,83	66,49	33,02
1,5	10,87	1515,93	6,94	12,41	1,51	66,82	33,07
2,0	10,67	1270,37	6,06	16,01	2,44	67,10	33,15
2,5	0,00	1253,60	3,14	18,24	3,54	67,27	33,24
3,0	0,00	1241,12	1,60	18,85	4,72	67,28	33,34
3,5	0,00	1228,77	0,88	18,62	5,90	67,20	33,44
4,0	0,00	1216,54	0,56	18,02	7,07	67,09	33,54
5,5	0,00	1180,58	0,32	15,70	10,36	66,69	33,82
8,5	0,00	1111,81	0,28	11,61	15,86	65,83	34,27
11,5	0,00	1047,05	0,27	8,65	20,13	64,98	34,59
14,5	0,00	986,06	0,26	6,57	23,44	64,14	34,82

TF=2 SO=400 NHO=24 RN=0,05 RM=0,05  $(X_N/X_M)_0=2$

TABELA VI

T	S	X	$\text{NH}_4^+$	$\text{NO}_2^-$	$\text{NO}_3^-$	$X_N$	$X_M$
0,0	0,00	3000,00	0,40	0,50	0,30	50,00	25,00
0,5	16,62	1929,68	7,42	2,90	0,38	50,12	25,00
1,0	16,16	1443,30	8,62	6,74	0,63	50,41	25,01
1,5	15,68	1164,22	8,31	10,55	1,08	50,71	25,04
2,0	15,21	983,11	7,56	13,99	1,69	50,98	25,09
2,5	0,01	973,86	4,63	16,50	2,44	51,18	25,15
3,0	0,00	964,18	2,75	17,74	3,27	51,26	25,22
3,5	0,00	954,58	1,66	18,16	4,14	51,26	25,30
4,0	0,00	954,08	1,04	18,09	5,02	51,21	25,37
5,5	0,00	917,14	0,42	16,71	7,58	50,95	25,59
8,5	0,00	863,72	0,29	13,36	12,13	50,31	25,97
11,5	0,00	813,41	0,27	10,61	15,90	49,66	26,27
14,5	0,00	766,03	0,26	8,46	19,01	49,02	26,50

TF=2 SO=400 NHO=24 RN=0,05 RM=0,05  $(X_N/X_M)_0=2$

TABELA VII

0,0	0,00	5000,00	0,40	0,50	0,30	116,00	59,00
0,5	8,49	3177,12	5,56	5,16	0,60	116,21	59,00
1,0	8,42	2344,30	5,14	10,95	1,58	116,59	59,07
1,5	8,32	1866,56	4,22	15,33	3,13	116,89	59,19
2,0	8,23	1556,63	3,47	18,38	5,06	117,10	59,36
2,5	0,00	1533,36	1,07	19,12	7,19	117,09	59,54
3,0	0,00	1518,10	0,42	17,98	9,30	116,90	59,72
3,5	0,00	1502,99	0,26	16,45	11,28	116,65	59,89
4,0	0,00	1488,03	0,22	14,95	13,12	116,39	60,04
5,5	0,00	1444,04	0,21	11,16	17,81	115,61	60,42
8,5	0,00	1359,93	0,20	6,39	24,27	114,06	60,89
11,5	0,00	1280,71	0,19	3,99	28,26	112,52	61,10
14,5	0,00	1206,11	0,18	2,80	30,95	110,99	61,19

TF=2 SC=400 NHO=24 RN=0,05 RM=0,05  $(X_N/X_M)_0=2$

TABELA VIII

T	S	X	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	X <sub>N</sub>	X <sub>M</sub>
0,0	0,00	5000,00	0,40	0,50	0,30	166,00	84,00
0,5	8,49	3177,12	4,45	6,27	0,81	166,21	84,01
1,0	8,42	2344,30	3,68	12,20	2,42	166,55	84,13
1,5	8,32	1866,56	2,90	15,98	4,77	166,75	84,32
2,0	8,23	1566,63	2,36	18,19	7,56	166,83	84,56
2,5	0,00	1533,36	0,46	17,65	10,50	166,65	84,81
3,0	0,00	1518,10	0,19	15,50	13,23	166,29	85,04
3,5	0,00	1509,99	0,15	13,40	15,65	165,91	85,24
4,0	0,00	1488,03	0,15	11,57	17,80	165,53	85,41
5,5	0,00	1444,04	0,15	7,47	22,78	164,38	85,78
8,5	0,00	1359,93	0,14	3,45	28,48	162,10	86,09
11,5	0,00	1280,71	0,13	2,04	31,49	159,84	86,14
14,5	0,00	1206,11	0,13	1,53	33,50	157,61	86,08

TF=2 SO=400 NHO=24 RN=0,05 RM=0,05  $(X_N/X_M)_0=2$

TABELA IX

0,0	0,00	5000,00	0,40	0,50	0,30	87,50	87,50
0,5	8,49	3177,12	6,35	4,16	0,66	87,68	87,69
1,0	8,42	2344,30	6,42	8,91	1,87	88,06	87,77
1,5	8,32	1866,56	5,55	12,55	3,79	88,40	87,92
2,0	8,23	1556,03	4,67	15,00	6,20	88,66	88,11
2,5	0,00	1533,36	1,94	15,54	8,87	88,76	88,35
3,0	0,00	1518,10	0,85	14,32	11,47	88,68	88,55
3,5	0,00	1502,99	0,48	12,62	13,86	88,52	88,75
4,0	0,00	1488,03	0,35	10,93	15,98	88,34	88,91
5,5	0,00	1444,04	0,28	6,97	20,88	87,78	89,27
8,5	0,00	1359,93	0,26	3,17	26,38	86,64	89,55
11,5	0,00	1280,75	0,25	1,88	29,26	85,51	89,57
14,5	0,00	1206,11	0,24	1,44	31,12	84,38	89,50

TF=2 SO=400 NHO=24 RN=0,05 RM=0,05  $(X_N/X_M)_0=1$

TABELA X

T	S	X	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	X <sub>N</sub>	X <sub>M</sub>
0,0	0,00	5000,00	0,40	0,50	0,30	59,00	116,00
0,5	8,49	3177,12	7,30	3,04	0,67	59,14	115,98
1,0	8,42	2344,30	8,19	6,56	1,86	59,47	116,04
1,5	8,32	1866,56	7,66	9,38	3,80	59,79	116,18
2,0	8,23	1556,63	6,90	11,34	6,27	60,09	116,36
2,5	0,00	1533,36	3,85	11,97	9,05	60,28	116,58
3,0	0,00	1518,10	2,15	11,22	11,80	60,33	116,80
3,5	0,00	1502,99	1,27	9,86	14,34	60,29	117,00
4,0	0,00	1488,03	0,83	8,38	16,56	60,22	117,16
5,5	0,00	1444,04	0,45	4,80	21,40	59,89	117,47
8,5	0,00	1359,93	0,39	1,87	26,07	59,17	117,58
11,5	0,00	1280,71	0,37	1,18	28,36	58,45	117,46
14,5	0,00	1206,11	0,35	0,99	30,06	57,73	117,28

TF=2 SO=400 NHO=24 RN=0,05 RM=0,05  $(X_N/X_M)_0=0,5$

TABELA XI

0,0	0,00	5000,00	0,40	0,50	0,30	83,00	42,00
0,5	8,49	3177,12	9,69	5,59	0,52	83,32	42,00
1,0	8,42	2344,30	10,23	12,90	1,31	83,92	42,06
1,5	8,32	1866,56	9,06	19,44	2,62	84,50	42,17
2,0	8,23	1556,63	7,67	24,77	4,33	84,99	42,32
2,5	0,00	1533,36	3,34	27,67	6,32	85,27	42,50
3,0	0,00	1518,10	1,42	27,82	8,40	85,28	42,68
3,5	0,00	1502,99	0,69	26,79	10,45	85,17	42,87
4,0	0,00	1488,03	0,43	25,36	12,44	85,01	43,04
5,5	0,00	1444,04	0,29	20,91	17,91	84,48	43,53
8,5	0,00	1359,93	0,27	13,92	26,21	83,39	44,26
11,5	0,00	1280,71	0,26	9,31	32,81	82,30	44,75
14,5	0,00	1206,11	0,25	6,43	37,20	81,23	45,06

TF=2 SO=24 NHO=36 RN=0,05 RM=0,05  $(X_N/X_M)_0=2$

TABELA XII

T	S	X	$\text{NH}_4^+$	$\text{NO}_2^-$	$\text{NO}_3^-$	$X_N$	$X_M$
0,0	0,00	5000,00	0,40	0,30	0,50	83,00	42,00
0,5	8,49	3177,12	3,43	2,62	0,42	83,02	41,99
1,0	8,42	2344,30	3,40	5,50	0,79	83,13	42,01
1,5	8,32	1866,56	2,94	7,88	1,38	83,22	42,05
2,0	8,23	1556,63	2,49	9,69	2,15	83,27	42,10
2,5	0,00	1533,36	1,15	10,53	3,04	83,25	42,17
3,0	0,00	1518,10	0,61	10,47	3,95	83,11	42,24
3,5	0,00	1502,99	0,41	10,08	4,84	82,96	42,31
4,0	0,00	1488,03	0,34	9,59	5,70	82,79	42,37
5,5	0,00	1444,04	0,29	8,17	8,05	82,26	42,54
8,5	0,00	1359,93	0,28	6,05	11,86	81,20	42,80
11,5	0,00	1280,71	0,27	4,70	14,81	80,15	42,96
14,5	0,00	1206,11	0,25	3,82	17,19	79,11	43,07

TF=2 SO=400 NHO=12 RN=0,05 RM=0,05  $(X_N/X_M)_0=2$

TABELA XIII

0,0	0,00	5000,00	0,40	0,30	0,50	83,00	42,00
0,5	8,49	3177,12	6,49	4,18	0,47	83,18	42,00
1,0	8,42	2344,30	6,66	9,38	1,07	83,55	42,03
1,5	8,32	1866,56	5,82	13,87	2,05	83,89	42,11
2,0	8,23	1556,63	4,92	17,41	3,34	84,16	42,22
2,5	0,00	1533,36	2,15	19,18	4,82	84,27	42,35
3,0	0,00	1518,10	0,98	19,11	6,36	84,21	42,48
3,5	0,00	1502,99	0,54	18,34	7,87	84,07	42,61
4,0	0,00	1488,03	0,38	17,34	9,33	83,91	42,73
5,5	0,00	1444,04	0,29	14,34	13,29	83,38	43,07
8,5	0,00	1359,93	0,28	9,80	19,54	82,31	43,56
11,5	0,00	1280,71	0,26	6,88	24,06	81,24	43,88
14,5	0,00	1206,11	0,25	5,05	27,39	80,18	44,08

TF=2 SO=400 NHO=24 RN=0,05 RM=0,05  $(X_N/X_M)_0=2$

TABELA XIV

T	S	X	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	X <sub>N</sub>	X <sub>M</sub>
0,0	0,00	5000,00	0,40	0,50	0,30	83,00	42,00
0,5	8,49	3177,12	4,94	3,42	0,45	83,10	41,99
1,0	8,42	2344,30	4,99	7,48	0,93	83,55	42,02
1,5	8,32	1866,56	4,34	10,93	1,73	83,56	42,08
2,0	8,23	1556,63	3,67	13,59	2,77	83,72	42,17
2,5	0,00	1553,36	1,63	14,87	3,97	83,76	42,26
3,0	0,00	1518,10	0,79	14,78	5,20	83,67	42,36
3,5	0,00	1502,99	0,47	14,18	6,42	83,52	42,46
4,0	0,00	1488,03	0,36	13,43	7,58	83,35	42,56
5,5	0,00	1444,04	0,29	11,20	10,75	82,82	42,81
8,5	0,00	1359,93	0,28	7,88	15,78	81,76	43,19
11,5	0,00	1280,71	0,26	5,76	19,49	80,70	43,43
14,5	0,00	1206,11	0,25	4,42	22,33	79,65	43,58

TF=2 SO=400 NHO=18 RN=0,05 RM=0,05  $(X_N/X_M)_0=2$

TABELA XV

0,0	0,00	5000,00	0,40	0,50	0,30	83,00	42,00
0,5	8,49	3177,12	6,49	4,25	0,41	83,18	41,99
1,0	8,42	2344,30	6,66	9,68	0,77	83,55	42,00
1,5	8,32	1866,56	5,82	14,55	1,38	83,89	42,05
2,0	8,23	1556,63	4,92	18,56	2,19	84,16	42,10
2,5	0,00	1533,36	2,15	20,87	3,13	84,27	42,18
3,0	0,00	1518,10	0,98	21,35	4,12	84,21	42,26
3,5	0,00	1502,99	0,54	21,09	5,13	84,07	42,33
4,0	0,00	1488,03	0,38	20,56	6,11	83,91	42,41
5,5	0,00	1444,04	0,29	18,70	8,93	83,38	42,63
8,5	0,00	1359,93	0,28	15,36	13,97	82,31	43,01
11,5	0,00	1280,71	0,26	12,66	18,27	81,24	43,31
14,5	0,00	1206,11	0,25	10,51	21,93	80,18	43,54

TF=2 SO=400 NHO=24 RN=0,05 RM=0,03  $(X_N/X_M)_0=2$

TABELA XVI

T	S	X	$\text{NH}_4^+$	$\text{NO}_2^-$	$\text{NO}_3^-$	$X_N$	$X_M$
0,0	0,00	5000,00	0,40	0,50	0,30	83,00	42,00
0,5	8,49	3177,12	7,64	2,89	0,43	83,04	41,99
1,0	8,42	2344,30	8,91	6,64	0,85	83,25	42,01
1,5	8,32	1866,56	8,61	10,23	1,58	83,48	42,07
2,0	8,23	1556,63	7,86	13,35	2,58	83,68	42,14
2,5	0,00	1533,36	4,96	15,49	3,79	83,81	42,24
3,0	0,00	1518,10	3,06	16,38	5,10	83,82	42,35
3,5	0,00	1502,99	1,94	16,45	6,45	83,75	42,47
4,0	0,00	1488,03	1,30	16,05	7,80	83,63	42,58
5,5	0,00	1444,04	0,62	13,84	11,57	83,16	42,89
8,5	0,00	1359,93	0,47	9,59	17,65	82,11	43,37
11,5	0,00	1280,71	0,44	6,78	22,07	81,05	43,68
14,5	0,00	1206,11	0,42	5,01	25,35	79,99	43,88

TF=2 SO=400 NHO=24 RN=0,03 RM=0,05  $(X_N/X_M)_0=2$

TABELA XVII

APÊNDICE III

QUADRO DE SENSIBILIDADE DE PARÂMETROS

QUADRO DE SENSIBILIDADE DE PARÂMETROS

PARÂ- METRO	VALOR BASE	% ALTE- RAÇÃO	% ALTERAÇÃO SUBSTRATO APÓS INTERVALO DE TEMPO (horas)					
			CARBONÁCEO			AMONIAICAL		
			1,0	4,0	14,5	1,0	4,0	14,5
TF	1,0 h	+100,0	-61,6	0,0	0,0	-22,8	+18,4	0,0
SO	200 mg/l	+100,0	+122,2	0,0	0,0	0,0	+2,7	+4,2
X <sub>o</sub>	3000 mg/l	+ 66,6	- 47,9	0,0	0,0	-22,7	-48,1	-3,8
NHO	18 mg/l	+100,0	0,0	0,0	0,0	+105,0	+19,4	0,0
RN	0,03 h <sup>-1</sup>	+ 66,6	0,0	0,0	0,0	- 25,3	-70,8	-40,4
RM	0,03 h <sup>-1</sup>	+ 66,6	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CMAX	0,2 h <sup>-1</sup>	+100,0	- 57,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
RD	0,01 h <sup>-1</sup>	+100,0	+ 1,2	0,0	0,0	+ 3,7	+58,3	+78,5
NK	0,005 h <sup>-1</sup>	+100,0	0,0	0,0	0,0	+ 0,3	+ 2,6	+ 8,0
MK	0,001 h <sup>-1</sup>	+100,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
RS	30 mg/l	+100,0	+ 48,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0

TF	tempo de enchimento
SO	concentração do substrato carbonáceo na corrente de alimentação
X <sub>o</sub>	concentração inicial de heterotróficos
NHO	concentração de amônia na corrente de alimentação
RN	taxa máxima específica de crescimento nitrosomonas
RM	taxa máxima específica de crescimento nitrobacter
CMAX	taxa máxima específica de crescimento heterotróficos
RD	taxa de respiração endógena heterotróficos
NK	taxa de respiração endógena nitrosomonas
MK	taxa de respiração endógena nitrobacter
RS	constante de meia velocidade substrato carbonáceo

## SIMBOLOGIA DOS PARÂMETROS

$a_N$	coeficiente de utilização de amônia por nitrosomonas	1
$a_M$	coeficiente de utilização de nitrito por nitrobacter	1
$C_N$	massa de heterotróficos destruída / massa de amônia liberada	1
$C_{so}$	concentração de substrato na corrente de alimentação	$ML^{-3}$
$C_s$	concentração de substrato no reator	$ML^{-3}$
DBO	demanda bioquímica de oxigênio	$ML^{-3}$
$f_N$	fator de transformação de amônia em nitrito	1
$f_M$	fator de transformação de nitrito em nitrato	1
$k_{2N}$	taxa de respiração endógena nitrosomonas	$T^{-1}$
$k_{2M}$	taxa de respiração endógena nitrobacter	$T^{-1}$
$k_N$	taxa de crescimento nitrosomonas	$T^{-1}$
$k_M$	taxa de crescimento nitrobacter	$T^{-1}$
$k_{ON}$	taxa específica máxima de crescimento nitrosomonas	$T^{-1}$
$k_{OM}$	taxa específica máxima de crescimento nitrobacter	$T^{-1}$
$k_A$	taxa de crescimento heterotróficos	$T^{-1}$
$k_{2A}$	taxa de respiração endógena heterotróficos	$T^{-1}$
$k_{OA}$	taxa específica máxima de crescimento heterotróficos	$T^{-1}$
$q$	vazão volumétrica de alimentação	$L^3T^{-1}$

S	concentração de substrato no reator	ML <sup>-3</sup>
S <sub>0</sub>	concentração de substrato na corrente de alimentação	ML <sup>-3</sup>
V	volume do reator	L <sup>3</sup>
V <sub>min</sub>	volume mínimo do reator	L <sup>3</sup>
V <sub>max</sub>	volume máximo do reator	L <sup>3</sup>
SVS	sólidos voláteis em suspensão	ML <sup>-3</sup>
MLVSS	mixed liquor volatile suspended solids	ML <sup>-3</sup>
X	concentração microbiana	ML <sup>-3</sup>
X <sub>0</sub>	concentração de heterotróficos na corrente de alimentação	ML <sup>-3</sup>
X <sub>2</sub>	concentração de heterotróficos no reator	ML <sup>-3</sup>
X <sub>3</sub>	concentração de amônia no reator	ML <sup>-3</sup>
(X <sub>3</sub> ) <sub>0</sub>	concentração de amônia na corrente de alimentação	ML <sup>-3</sup>
X <sub>4</sub>	concentração de nitrito	ML <sup>-3</sup>
X <sub>5</sub>	concentração de nitrato	ML <sup>-3</sup>
X <sub>6</sub>	concentração de nitrosomonas	ML <sup>-3</sup>
X <sub>7</sub>	concentração de nitrobacter	ML <sup>-3</sup>
K <sub>d</sub>	taxa de respiração endógena microbiana	T <sup>-1</sup>
k	taxa de crescimento microbiana	T <sup>-1</sup>
Y	fator de conversão (massa de substrato / massa de heterotróficos)	1