

REMOÇÃO DE NUTRIENTES DO EFLUENTE DE UM
DAFA, TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO, ATRAVÉS
DE UM SISTEMA BARDENPHO

JÚLIO CÉSAR DA COSTA SILVA

REMOÇÃO DE NUTRIENTES DO EFLUENTE DE UM
DAFA, TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO, ATRAVÉS
DE UM SISTEMA BARDENPHO

Dissertação apresentada ao Curso
de Mestrado em Engenharia Civil
da Universidade Federal da Paraíba,
em cumprimento às exigências
para obtenção do grau de Mestre .

ÁREA DE CONCENTRAÇÃO: RECURSOS HÍDRICOS

ORIENTADOR: PROF. ADRIANUS CORNELIUS VAN HAANDEL

CO-ORIENTADORA: PROF^a PAULA FRASSINETTI CAVALCANTI CATUNDA

CAMPINA GRANDE - PB

1990



5586r Silva, Julio Cesar da Costa
Remocao de nutrientes do efluente de um DAFA, tratando esgoto domestico, atraves de um sistema bardenpho / Julio Cesar da Costa Silva. - Campina Grande, 1990.
134 f.

Dissertacao (Mestrado em Engenharia Civil) - Universidade Federal da Paraiba, Centro de Ciencias e Tecnologia.

1. Esgotos - 2. Lodo de Esgotos - 3. Sistema de Esgoto 4. Digestor Anaerobio 5. Recursos Hidricos 6. Engenharia Civil 7. Dissertacao I. Haandel, Adrianus Cornelius Van, Dr. II. Catunda, Paula Frassinetti Cavalcanti, M.Sc. III. Universidade Federal da Paraiba - Campina Grande (PB) IV. Título

CDU 628.32(043)

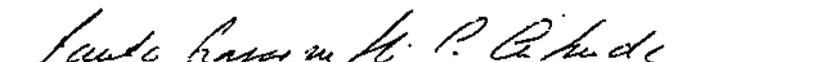
REMOÇÃO DE NUTRIENTES DO EFLUENTE DE UM DAFA, TRATANDO ESGO
TO DOMÉSTICO, ATRAVÉS DE UM SISTEMA BARDENPHO

JÚLIO CÉSAR DA COSTA SILVA

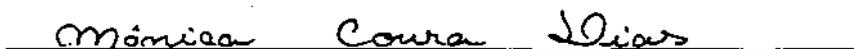
DISSERTAÇÃO APROVADA EM



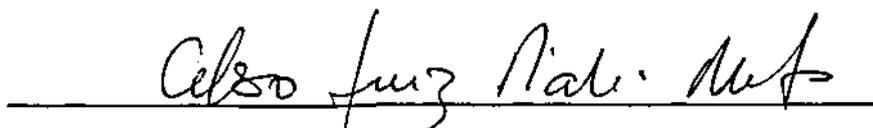
ADRIANUS CORNELIUS VAN HAANDEL - Ph.D
(Orientador)



PAULA FRASSINETI CAVALCANTI CATUNDA - MSc
(Co-Orientadora)



MÔNICA COURA DIAS - MSc
(Examinador Interno)



CELSO LUIZ PIATTI NETO - MSc
(Examinador Externo)

CAMPINA GRANDE - PB.

1990

AGRADECIMENTOS

Aos professores Adrianus Cornelius Van Haandel e Paula Frassinetti Cavalcanti Catunda, pela orientação e revisão do texto.

À Universidade de Fortaleza (UNIFOR) e à Escola Técnica Federal do Ceará (ETFCE) que me permitiram, como docente, realizar esta pesquisa.

À Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - CAPES/FICD, pelo apoio financeiro.

A minha mãe, esposa e filhos pelo apoio e incentivo.

A Daniel Helienio Silva, Marilac Ximenes Cabral e Maria Zélia Cunha Barroso, pelo apoio imprescindível na confecção da Tese.

A Elizabeth Maria Nunes da Costa e Silva, minha esposa, pelos serviços de datilografia.

E a todos, que de alguma forma contribuíram para a realização deste trabalho.

LISTA DE SÍMBOLOS

- a - Taxa de recirculação do segundo reator aeróbio para o reator pré-D (1º reator).
- bh - Constante de respiração endógena (d^{-1}).
- bn - Constante cinética de respiração endógena para nitrificadores (d^{-1}).
- Cr - Constante = $Y_h.R_s / (1 + b_h.R_s)$.
- Dc - Capacidade de desnitrificação ($mg\ N.l^{-1}$).
- f - Fração de lodo ativo decaído e transformada em resíduo endógeno ($mg\ svs / mg\ DQO$).
- fn - Fração de massa de nitrogênio no lodo orgânico ($mg\ N.mg\ svs^{-1}$).
- fM - Fração máxima de lodo anóxico.
- f_{pn} - Fração de massa de fósforo no lodo inativo = ($mgP / mg\ svs$).
- f_{pa} - Fração de massa de fósforo no lodo ativo = ($mgP / mg\ ssv$).
- f_{up} - Fração não biodegradável e particulado do material orgânico afluyente ($mg\ svs / mg\ DQO$).
- f_{us} - Fração não biodegradável e solúvel do material orgânico afluyente ($mg\ DQO / mg\ DQO$).
- K_1 - Constante de desnitrificação associada a utilização do material rapidamente biodegradável ($mg\ N.mg\ X_a^{-1} . d^{-1}$).

- K_2 - Constante de desnitrificação associada a utilização do material lentamente biodegradável (reator pré-D) ($\text{mg N} \cdot \text{mg Xa}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$).
- K_3 - Constante de desnitrificação associada a utilização do material lentamente biodegradável (reator pós-D), ($\text{mg N} \cdot \text{mg Xa}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$).
- K_n - Constante de meia saturação ($\text{mg N} \cdot \text{l}^{-1}$).
- mX_v - Massa de sólidos voláteis em suspensão no licor misto por unidade de massa diária de DQO afluente ($\text{mg sv} / \text{mg DQO}$).
- mO_c - Massa de oxigênio consumido por unidade de massa de DQO no afluente ($\text{mg O}_2 / \text{mg DQO}$).
- N_{ad} - Concentração de amônia desejada no efluente ($\text{mg N} \cdot \text{l}^{-1}$).
- N_{ae} - Concentração de amônia no efluente (mg N/l).
- N_{ai} - Concentração de amônia afluente (mg N/l).
- N_{ni} - Concentração de nitrato afluente (mg N/l).
- N_{n_1} - Concentração de nitrato no reator pré-D (mg N/l).
- N_{n_2} - Concentração de nitrato no reator aeróbio (mg N/l).
- N_{n_3} - Concentração de nitrato no reator pós-D (mg N/l).
- N_{ne} - Concentração de nitrato no efluente (mg N/l).
- N_c - Capacidade de nitrificação ($\text{mg N} \cdot \text{l}^{-1}$).
- N_s - Concentração de nitrogênio afluente necessária para produção de lodo ($\text{mg N} \cdot \text{l}^{-1}$).
- N_{ti} - TKN afluente ($\text{mg N} \cdot \text{l}^{-1}$).
- N_{te} - TKN efluente ($\text{mg N} \cdot \text{l}^{-1}$).
- O_c - Taxa de consumo de oxigênio no licor misto ($\text{mg O}_2 / \text{l/d}$).

- p - razão DQO / sv_s do licor misto (mg DQO / mg sv_s).
- P_l - Concentração de fósforo no lodo de excesso (mg P/l).
- Q_i - Vazão afluente (l/d).
- Q_r - Vazão de recirculação do segundo reator para o reator pré-D (l/d).
- Q_d - Vazão do lodo de retorno (l/d).
- q - Vazão do lodo de excesso (l/d).
- R_h - Tempo de detenção hidráulica (h).
- R_s - Idade de lodo (d).
- s - Taxa de recirculação do decantador para o reator pré-D (1º reator).
- S_{bi} - Concentração da DQO biodegradável afluente (mg DQO / l).
- S_{bi_e} - Concentração da DQO biodegradável efluente (mg DQO / l).
- S_{bim} - Concentração da DQO biodegradável da mistura do esgoto bruto com o efluente do DAFA (mg DQO / l).
- St_i - Concentração da DQO afluente (mg DQO / l).
- St_e - Concentração da DQO efluente (mg DQO / l).
- St_d - Concentração da DQO digerida (mg DQO / l).
- So - Concentração da DQO do oxigênio consumido (mg DQO / l).
- S_x - Concentração da DQO do lodo produzido (mg DQO / l).
- T - Temperatura (em graus centígrados).
- U - Taxa específica de crescimento de Nitrossomonas (d⁻¹). (Leia-se mi).

- Um - Taxa específica máxima de crescimento de Nitrossomonas (d^{-1}). (Leia-se μ máximo).
- Vr - Volume do reator (l).
- Xv - Concentração de sólidos orgânicos (mg svs /l).
- Yh - Coeficiente de rendimento (mg svs / mg DQO).
- α - Constante de proporcionalidade = 0,028 mg N . mg DQO⁻¹.

RESUMO

O presente trabalho teve como objetivo analisar a viabilidade de se usar, um sistema de lodo ativado, para a remoção biológica de nutrientes do efluente de um digestor anaeróbio tratando esgoto doméstico. Realizou-se uma investigação experimental usando-se um sistema híbrido de tratamento de esgoto, constituído por um pré-tratamento em digestor anaeróbio de fluxo ascendente seguido por um tratamento complementar em um sistema de lodo ativado. A investigação experimental foi desenvolvida na estação de tratamento de esgoto do bairro do Pedregal da cidade de Campina Grande - Paraíba.

Verificou-se que após o pré-tratamento anaeróbio a eficiência do sistema de lodo ativado (sistema Bardenpho) na remoção biológica do nitrogênio dependia, principalmente, da relação entre a concentração do material nitrogenado (TKN) afluente e da concentração do material orgânico (DQO) afluente, isto é, da razão TKN/DQO média do afluente.

A partir dos dados experimentais, desenvolveu-se um modelo de otimização do sistema híbrido de tratamento no sentido de minimizar os custos de tratamento, obtendo um efluente final essencialmente livre de sólidos suspensos, DBO, nitrogênio e fósforo. Conclui-se que no sistema híbrido os custos de construção e de operação são reduzidos em mais de 50 por cento quando comparados com os custos do sistema Bardenpho convencional.

ABSTRACT

The aim of this thesis is to evaluate the feasibility of using an activated sludge process for biological removal of nutrients from the effluent of an anaerobic digester treating domestic sewage. An experimental investigation was carried out, in which a hybrid sewage treatment system was used composed of a pretreatment in an upflow anaerobic digester preceded by complementary treatment in a Bardenpho activated sludge process. The investigation developed at the sewage treatment plant of Pedregal a township of the city of Campina Grande - Paraíba.

It was verified that after the anaerobic pretreatment the efficiency of the Bardenpho process was, mainly, dependent on the proportion between nitrogen (TKN) and organic material (COD), i.e. on the TKN/COD ration.

Based on the experimental data a model was developed for the optimization of the hybrid treatment system with the objective to minimize treatment costs and yet obtain a final effluent essentially free of suspended solids, BOD, nitrogen and phosphorus. It is concluded that in the hybrid system construction and operational costs are reduced by more than 50 per cent when compared to the costs of a conventional Bardenpho process.

	<u>ÍNDICE</u>	Página
AGRADECIMENTOS		ii
LISTA DE SÍMBOLOS		iii
RESUMO		vii
ABSTRACT		viii
1 - INTRODUÇÃO		01
2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA		04
2.1. Introdução		04
2.2. Nitrificação		05
2.2.1. Estequiometria de nitrificação		05
2.2.2. Efeito da nitrificação na alcalini- dade		06
2.2.3. Demanda de oxigênio na nitrificação		07
2.2.4. Cinética de nitrificação		07
2.2.5. Nitrificação em sistemas com zonas não aeradas		10
2.2.6. Capacidade de nitrificação		11
2.3. Desnitrificação		13
2.3.1. Estequiometria de desnitrificação .		13
2.3.2. Condições necessárias para a desni- trificação		15
2.3.3. Configurações do processo dos siste- mas de nitrificação e desnitrifica- ção		17
2.3.3.1. O sistema de lodos múlti- plos		17

2.3.3.2. Sistemas de lodo único ..	17
2.3.4. Capacidade de desnitrificação	23
2.4. Otimização de Sistemas de Nitrificação - Desnitrificação	26
2.5. Remoção Biológica de Fósforo	29
2.6. O Balanço de Material	36
2.7. Tabelas	37
3 - MATERIAIS E MÉTODOS	48
3.1. Introdução	48
3.2. Descrição do Sistema Híbrido de Tratamen- to de Esgoto	48
3.2.1. Tratamento preliminar	49
3.2.2. Pré-tratamento anaeróbio	52
3.2.3. Tratamento terciário	54
3.3. Procedimento Operacional	61
3.3.1. Desenvolvimento do lodo do licor misto	63
3.3.2. Operação do sistema Bardenpho	63
3.3.3. Primeira etapa de operação	64
3.3.4. Segunda etapa de operação	64
3.4. Procedimento Analítico	68
3.4.1. pH	68
3.4.2. Oxigênio dissolvido	69
3.4.3. Taxa de consumo de oxigênio (TOC).	69
3.4.4. Alcalinidade	69

3.4.5. Sólidos suspensos	69
3.4.6. Demanda química do oxigênio (DQO)	69
3.4.7. Temperatura	70
3.4.8. Nitrogênio Amoniacal	70
3.4.9. Nitrato	70
3.4.10. Fósforo	70
4 - APRESENTAÇÃO E INTERPRETAÇÃO DOS RESULTADOS ..	71
4.1. Interpretação dos Dados Experimentais da Primeira Etapa	71
4.2. Interpretação dos Dados Experimentais da Segunda Etapa	72
4.3. Balanço de Material	73
4.3.1. Exemplo do cálculo para o balanço de alcalinidade	74
4.3.2. Exemplo do cálculo do balanço de massa para o material nitrogenado	75
4.3.3. Exemplo do cálculo do balanço de massa para o material orgânico ...	79
4.4. Capacidade de Desnitrificação	81
4.4.1. Exemplo do cálculo da capacidade de desnitrificação	82
4.5. Aplicação do Modelo de Remoção Biológica de Fósforo Proposto por Marais	85
4.6. Tabelas	87
5 - DISCUSSÃO	102
5.1. Introdução	102

5.2. Otimização de um Sistema Híbrido de Tratamento de Esgoto em Função do Valor Ótimo da Idade de Lodo para a Remoção Máxima de Nitrogênio	103
5.3. Desenvolvimento de um Modelo de Otimização para um Sistema Híbrido de Tratamento de Esgoto, Baseado na Remoção Máxima de Nitrogênio a Custos de Construção e Operação Mínimos	104
5.4. Comparação do Modelo Híbrido de Tratamento de Esgoto com o Sistema Bardenpho Convencional (sem pré-tratamento anaeróbio)	108
5.5. Tabelas	113
5.6. Figuras	119
5.7. Quadros	125
6 - CONCLUSÕES	128
7 - SUGESTÕES	130
8 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	131

1 - INTRODUÇÃO

O esgoto doméstico é uma fonte rica em nutrientes, principalmente fósforo e nitrogênio. Grande parte do fósforo encontrado no esgoto doméstico provém do uso de detergentes, enquanto a maior parte de nitrogênio resulta das excreções humanas.

Os problemas de poluição vinculados com o nitrogênio, devido o lançamento em quantidades excessivas desse nutriente nos corpos d'água receptores, estão relacionados com : diminuição do oxigênio dissolvido (resultante da oxidação do nitrogênio amoniacal), efeitos tóxicos da amônia para os peixes, aumento da concentração dos nitratos na água potável (com sérios riscos de saúde pública) e o crescimento excessivo da população de algas devido a eutrofização.

O combate a eutrofização é muito importante no que se refere a preservação ecológica de corpos d'água receptores. A eutrofização consiste no enriquecimento das águas por nutrientes, causando alta produtividade biológica. Isto é indicado pela proliferação exagerada de algas, que torna turva a água, podendo causar deficiência de oxigênio e odores desagradáveis quando da morte e apodrecimento das algas.

Geralmente o esgoto, mesmo após o tratamento secundário, contem altas concentrações de amônia (e/ ou nitrato) e fosfato, a menos que sejam removidos por processos especiais. Portanto, para diminuir ou evitar a eutrofi

zação, torna-se necessário tratar os efluentes de estações de tratamento de esgoto, com a finalidade de remover fosfato ou os compostos de nitrogênio, pelo fato de que eles são limitantes no desenvolvimento das condições eutróficas.

Vários são os processos de remoção de nitrogênio em diferentes tipos de tratamento de esgoto. Atualmente, o processo de remoção de nitrogênio que tem importância, devido a sua alta eficiência, é o processo biológico de nitrificação (oxidação biológica de amônia para nitrato) seguido de desnitrificação (redução biológica de nitrato a nitrogênio molecular).

Barnard (1973) sugeriu o sistema Bardenpho (figura 2.4), formado por reatores aeróbios e anóxicos, que permite o desenvolvimento dos processos sequenciais de nitrificação e desnitrificação, com uma alta eficiência na remoção de nitrogênio. A experiência com um grande número de sistemas de lodo ativado, baseados no princípio do sistema Bardenpho, tem mostrado que esse sistema é capaz de reduzir a concentração de nitrato no efluente a valores muito baixos (2 mg N/l), no caso do esgoto municipal.

Em regiões de clima quente, como o Nordeste do Brasil, é possível obter uma remoção de 90 a 95 por cento da TKN (Nitrogênio Total Kjeldahl) do afluente, para idades de lodo na faixa de 7 a 14 dias, em sistemas de lodo ativado baseados no princípio Bardenpho.

O presente trabalho tem por objetivo estudar a remoção de nutrientes, principalmente o nitrogênio, do efluente de um digestor anaeróbio de fluxo ascendente (DAFA), através de um sistema Bardenpho. A pesquisa foi realizada na estação de tratamento (ETE) do bairro do Pedregal na cidade de

Campina Grande - Paraíba. Na investigação experimental foi utilizado um sistema Bardenpho, em escala piloto, que era alimentado com uma parte do efluente do DAFA, em escala real.

Baseados nos dados experimentais e na teoria de remoção biológica de nitrogênio, estabelecida por Marais e seus colaboradores, desenvolveu-se nesse trabalho, um modelo híbrido de tratamento de esgoto que descreve quantitativamente o comportamento de um sistema Bardenpho no que se refere a: qualidade do efluente, volume total do sistema híbrido, produção de lodo e consumo total de oxigênio por litro de afluente.

Comparando-se, o desempenho do modelo híbrido de tratamento de esgoto com o sistema Bardenpho convencional (sem pré-tratamento anaeróbio) em termos de custos e eficiência do tratamento, conclui-se que há uma enorme vantagem quando o sistema Bardenpho é precedido por um pré-tratamento anaeróbio.

2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 - Introdução

Há um consenso geral de que de todas as alternativas tecnicamente praticáveis para a remoção de nitrogênio, a mais eficiente e econômica é a combinação dos processos biológicos sequenciais de nitrificação e desnitrificação. A nitrificação é a oxidação biológica de amônia para nitrato. A desnitrificação é a redução biológica de nitrato para nitrogênio molecular, tendo-se o material orgânico como redutor.

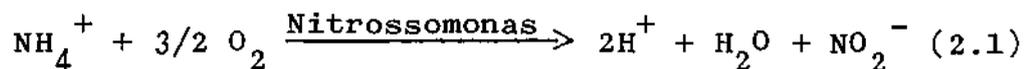
Sistemas de lodo ativado projetados para remover biologicamente o nitrogênio, baseados nos processos de nitrificação e desnitrificação, apresentam várias vantagens quando comparados com os sistemas convencionais de lodo ativado. Dentre eles, citam-se: remoção biológica de nitrogênio de águas residuárias municipais, diminuindo o fator de eutrofização nos corpos d'água receptores, melhor estabilidade operacional, além de uma maior redução nos custos operacionais (redução do consumo de álcalis e energia de aeração).

Os processos de nitrificação e desnitrificação, em sistemas de lodo ativado, são discutidos na seção 2.2 e 2.3. Na seção 2.5 é apresentado uma revisão da teoria para a remoção biológica de fósforo.

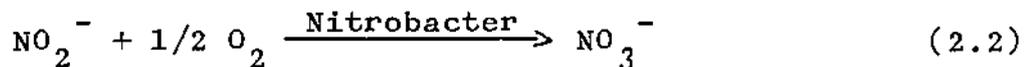
2.2 - Nitrificação

2.2.1. Estequiometria de nitrificação

Sob condições aeróbias, as bactérias nitrificantes, aeróbias estritas, realizam a oxidação biológica de amônia para nitrato, com conseqüente geração de energia, em dois estágios sequenciais, envolvendo dois grupos de bactérias autótrofas, Nitrossomonas e Nitrobacter. No primeiro estágio, a amônia é oxidada para nitrito, através do gênero Nitrossomonas:

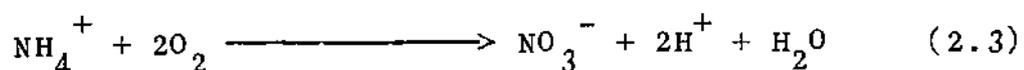


No segundo estágio, as bactérias do gênero Nitrobacter, incapazes de oxidar a amônia, realizam a transformação dos nitritos formados em nitratos:



Do ponto de vista da cinética, a reação do primeiro estágio (eq. 2.1) é a de maior importância. Isto porque é a etapa determinante da velocidade da oxidação biológica da amônia para nitrato, visto que a oxidação de nitrito para nitrato, desenvolve-se de forma rápida e, para todos os efeitos, essa reação pode ser considerada instantânea.

Os dois estágios sequenciais (Eqs. 2.1 e 2.3) da nitrificação podem ser escritos, através da seguinte equação global:



A energia livre liberada pela oxidação biológica de amônia para nitrito e de nitrito para nitrato tem sido estimada, respectivamente, em 69 e 18 KCal por mol de nitrogênio (EPA, 1975). Parte da energia liberada pela oxidação de amônia para nitrito é usada para a síntese (crescimento) das Nitrossomonas, já que essas bactérias autotróficas sintetizam o seu material celular a partir de substâncias inorgânicas (CO_2 , H_2O , NH_4^+), num processo que requer muita energia.

2.2.2. Efeito da nitrificação na alcalinidade

A equação estequiométrica (2.3) que descreve a oxidação da amônia para nitrato, mostra um aspecto importante no processo de nitrificação:



A nitrificação de 1 mol de amônia para nitrato produz 2 moles de H^+ (produção de acidez) ou, equivalentemente, o consumo de 100g de alcalinidade expressa como CaCO_3 , isto é:

$$14\text{g N} \equiv 2\text{g H}^+ \equiv 100\text{g de CaCO}_3$$

ou,

$$1\text{mg N} \equiv 7,14\text{mg de CaCO}_3$$

Isto significa que para cada 1mg de NH_4^+ -N nitrificado há uma diminuição de 7,14mg de alcalinidade expressa como CaCO_3 . Dados experimentais mostram que a diminuição

da alcalinidade observada, corresponde ao valor calculado com base na estequiometria do processo (Van Haandel e Catunda, 1984).

2.2.3. Demanda de oxigênio na nitrificação

Analisando-se a Eq. (2.3), observa-se pela estequiometria que há um consumo de 2 moles de oxigênio por mol de amônia oxidada, isto é:

1 mol de amônia oxidada (14g de NH_4^+-N) para nitrato, consome 2 moles de oxigênio (64g). Desse modo, a nitrificação de 1mg NH_4^+-N corresponde a um consumo de $64/14 = 4,57 \text{mg O}_2 \cdot \text{mg N}^{-1}$.

Em sistemas de lodo ativado de alta taxa, tratando esgoto doméstico, do consumo total de oxigênio na degradação do material orgânico e nitrogenado, tem-se, aproximadamente, que uma fração de 35 por cento da demanda total do oxigênio é usada para a nitrificação, se o processo é completo (Catunda e Van Haandel, 1987.a).

2.2.4. Cinética de nitrificação

Sob o ponto de vista da cinética, o primeiro estágio de oxidação, isto é, a oxidação da amônia para nitrito pelas Nitrossomonas, é a etapa determinante da velocidade de oxidação biológica da amônia. Por essa razão, considera-se o estudo da cinética da nitrificação somente em relação as características das Nitrossomonas.

Downing (et alii-1964), mostraram que a cinética do crescimento das Nitrossomonas pode ser expressa adequadamente por intermédio da equação de Monod:

$$\left(\frac{dX_n}{dt}\right)_c = U \cdot X_n = U_m \cdot X_n \cdot N_a / (N_a + K_n) \quad (2.4)$$

Onde:

$\left(\frac{dX_n}{dt}\right)_c$ = taxa de crescimento de Nitrossomonas ($\text{mg svs.l}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$);

X_n = concentração de Nitrossomonas (mg svs.l^{-1});

U = taxa específica de crescimento de Nitrossomonas (d^{-1});

U_m = taxa específica de crescimento máximo de Nitrossomonas (d^{-1});

N_a = concentração de amônia (mg N.l^{-1})

K_n = constante de meia saturação (mg N.l^{-1})

A influência de "Um" sobre o processo de nitrificação é analisada convenientemente, para o caso de um sistema de lodo ativado completamente misturado (RCM). Sob condições estacionárias não há variação na concentração de Nitrossomonas; a taxa de crescimento é igual à soma da taxa de decaimento devido a respiração endógena e da taxa de descarga de lodo de excesso. Desse modo, tem-se:

$$\left(\frac{dX_n}{dt}\right) = \left(\frac{dX_n}{dt}\right)_c + \left(\frac{dX_n}{dt}\right)_r + \left(\frac{dX_n}{dt}\right)_d = 0 \quad (2.5)$$

Onde:

(dX_n/dt) = taxa de variação da concentração de Nitrossomonas ($\text{mg svs.l}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$);

índice "c" refere-se ao crescimento de Nitrossomonas;

índice "r" refere-se ao decaimento de Nitrossomonas devido a respiração endógena;

índice "d" refere-se ao decaimento de Nitrossomonas devido a descarga do lodo de excesso.

As equações abaixo fornecem, respectivamente, as expressões cinéticas para as taxas de decaimento das Nitrossomonas devido a descarga de lodo de excesso (Dias, 1982) e a respiração endógena (Ekama e Marais, 1978)..

$$(dX_n/dt)_d = - X_n/R_s \quad (2.6)$$

$$(dX_n/dt)_r = - b_n X_n \quad (2.7)$$

Onde:

b_n = constante cinética de respiração endógena para nitrificadores (d^{-1}).

R_s = idade de lodo (d).

Substituindo-se as equações (2.4; 2.6 e 2.7) na equação (2.5) e, resolvendo-se para N_{a_e} , tem-se:

$$N_{a_e} = K_n \cdot (b_n + 1/R_s) / |U_m - (b_n + 1/R_s)| \quad (2.8)$$

Observa-se da equação (2.8) que a concentração de amônia no efluente depende de cada uma das três constantes cinéticas de nitrificação: U_m , b_n e K_n e da idade de lodo do sistema.

2.2.5. Nitrificação em sistemas com zonas não aeradas

Normalmente as zonas não aeradas, são projetadas em sistemas de lodo ativado para remover biologicamente nitrogênio, através do desenvolvimento do processo de desnitrificação. A presença de zonas não aeradas influi sobre a eficiência de nitrificação porque o crescimento das bactérias nitrificantes só ocorre num ambiente aeróbio. Admitindo-se que o decaimento das bactérias nitrificantes devido a respiração endógena, ocorre tanto nas zonas aeróbias, como nas zonas anóxicas, pode-se calcular a concentração de amônia no efluente de sistemas com zonas não aeradas, usando-se o balanço de massa das bactérias nitrificantes (eq. 2.5).

$$(dMXn/dt) = (dMXn/dt)_c + (dMXn/dt)_r + (dMXn/dt)_d = 0$$

Onde:

$$(dMXn/dt)_c = (1 - fx) \cdot U \cdot MXn \quad e, \quad (2.9)$$

MXn = massa de nitrificadores no sistema

fx = fração da massa do lodo nas zonas não aeradas

Substituindo-se as equações (2.6; 2.7 e 2.9) na equação (2.5) e, supondo-se $MXn \neq 0$, tem-se:

$$(1 - fx) \cdot U \cdot MXn - MXn - MXn/Rs = 0 \quad (2.10)$$

Substituindo-se o valor de U (Eq. 2.4) na equação (2.10), tem-se uma equação semelhante a equação (2.8)

$$Na_e = Kn(bn+1/Rs) / |(1-fx) \cdot Um - (bn+1/Rs)| \quad (2.11)$$

Analisando-se a equação (2.11), conclui-se que a concentração de amônia desejada no efluente, N_{ad} , de um sistema com nitrificação e desnitrificação, impõe um valor máximo para a fração de massa de lodo nos reatores não aerados. Essa fração máxima ($f_x = f_M$) pode ser expressa, a partir da equação (2.11), como:

$$f_M = 1 - (1 + K_n/N_{ad}) \cdot (b_n + 1/R_s) / U_m \quad (2.12)$$

O valor numérico da fração de massa de lodo nos reatores não aerados tem grande influência sobre a eficiência do processo de desnitrificação. Da equação (2.12), observa-se que quanto maior a fração "fM" maior será a quantidade de nitrogênio desnitrificado.

2.2.6. Capacidade de nitrificação

A capacidade de nitrificação, N_c , é definida como a concentração de TKN afluente efetivamente oxidada para nitrato. O valor de N_c é dado por:

$$N_c = N_{ti} - N_s - N_{ad} \quad (2.13)$$

Onde:

N_{ti} = Nitrogênio Total Kjeldahl, TKN, afluente ($mgN.l^{-1}$);

N_s = concentração de nitrogênio afluente necessária para a produção de lodo ($mgN.l^{-1}$);

N_{ad} = concentração de amônia desejada no efluente (mg N.l^{-1}).

A concentração de nitrogênio afluente necessária para a produção do lodo de excesso foi expressa por Marais e Ekama (1976), como:

$$N_s = f_n \left\{ \left[(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot (1 + f \cdot b_h \cdot R_s) \cdot Y_h / (1 + b_h \cdot R_s) \right] + f_{up} / p \right\} S_{Ti} \quad (2.14)$$

Onde:

f_n = fração de massa de nitrogênio no lodo orgânico = 0,1 mg N.mg svs^{-1} ;

f = fração do resíduo endógeno = 0,2;

f_{us} = fração não biodegradável e solúvel do material orgânico afluente (mg DQO/mg DQO);

f_{up} = fração não biodegradável e particulada do material orgânico afluente (mg DQO/mg DQO);

b_h = constante de respiração endógena (d^{-1});

Y_h = coeficiente de rendimento = 0,45 $\text{mg svs.mg DQO}^{-1}$;

S_{Ti} = concentração da DQO afluente (mg DQO.l^{-1}).

Para assegurar uma alta eficiência de nitrificação, pré-requisito para uma boa eficiência de remoção de nitrogênio, o valor de N_{ad} tem que ser baixo. Desse modo, a capacidade de nitrificação (N_c) deve ser praticamente igual a concentração de TKN afluente disponível para a nitrificação, ou seja, a diferença entre TKN afluente (N_{Ti}) e a concentração de nitrogênio necessária para produção de lodo (N_s).

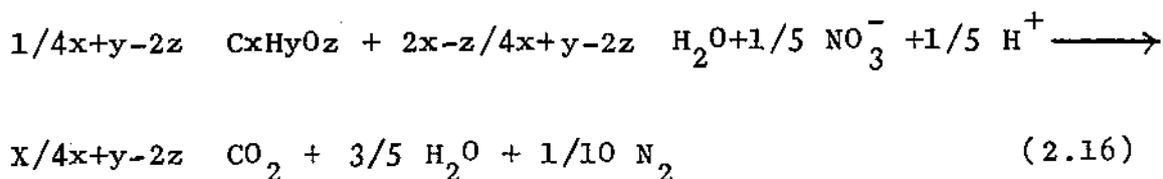
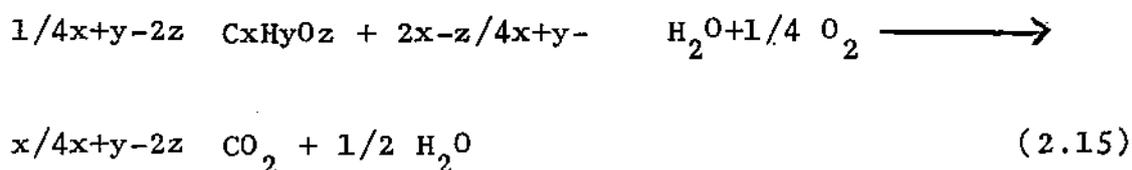
2.3 - Desnitrificação

2.3.1. Estequiometria da desnitrificação

A desnitrificação é uma reação biológica de óxi-redução, onde um composto inorgânico nitrogenado é reduzido. Ela envolve a redução biológica de nitrato ou nitrito para nitrogênio molecular, tendo-se o material orgânico como redutor.

A reação de desnitrificação requer a mediação de bactérias facultativas em um ambiente sem oxigênio dissolvido. Essas bactérias facultativas (heterótrofas) obtêm energia para a síntese, através da oxidação do material orgânico com nitrato e nitrito, que desempenham as funções de aceptores de elétrons. Usualmente a massa de nitrito presente é negligenciável, quando comparada com a de nitrato, de modo que somente a redução do nitrato tem importância.

As equações abaixo representam as reações de oxidação do material orgânico ($C_xH_yO_z$) pelo oxigênio e pelo nitrato:



No processo de desnitrificação o nitrato substitui

o oxigênio como oxidante do material orgânico (eq. 2.16). As equações 2.15 e 2.16 mostram que, estequiometricamente, 1/4 de mol de oxigênio (i.e, 8g de O_2) é equivalente a 1/5 de mol de nitrato (i.e, 2,8g de $NO_3^- - N$). Portanto, na desnitrificação, para cada 1mg $NO_3^- - N$ reduzido a nitrogênio molecular, 2,86mg de O_2 são recuperados como oxigênio equivalente. Na nitrificação (vide seção 2.2.3) há um consumo de 4,57mg $O_2 \cdot mg N^{-1}$. Assim, no processo de desnitrificação 62,5 por cento ($2,86/4,57$) do oxigênio consumido na nitrificação podem ser recuperados como oxigênio equivalente.

Um outro aspecto importante da estequiometria da desnitrificação, refere-se à alcalinidade e ao pH do licor misto. No processo de nitrificação há um consumo de alcalinidade de 7,14mg $CaCO_3 \cdot mg N^{-1}$ (vide seção 2.2.2). O consumo de alcalinidade na nitrificação, na prática, às vezes, resulta na necessidade de se adicionar álcali (cal) ao afluente porque a alcalinidade natural do esgoto é, muitas vezes, insuficiente para manter a alcalinidade mínima necessária para manter o pH do licor misto estável (Van Handel e Catunda, 1984). A equação 2.16 mostra que, quando o nitrato oxida o material orgânico, há um consumo de 1 mol de íons de hidrogênio por mol de nitrato reduzido ou, equivalentemente, há uma produção de 50g de $CaCO_3$ (1 mol de H^+) por mol de nitrato reduzido (14g $NO_3^- - N$). Desse modo, a desnitrificação aumenta a alcalinidade em 3,57mg $CaCO_3 \cdot mg N^{-1}$. Portanto, a inclusão de desnitrificação reduz o consumo de alcalinidade no sistema de tratamento em 50 por cento, implicando numa redução da quantidade de cal necessária para manter o pH do licor misto estável.

2.3.2. Condições necessárias para a desnitrificação

Para o desenvolvimento do processo de desnitrificação em sistemas de lodo ativado são necessárias certas condições, entre as quais, menciona-se as mais importantes a seguir:

a) presença de uma massa bacteriana facultativa.

A maior parte da massa bacteriana em sistemas de lodo ativado são facultativas e se caracterizam pela facilidade de poderem metabolizar o material orgânico usando o oxigênio ou nitrato como oxidante (acceptor de elétrons). Num ambiente anóxico, a desnitrificação se desenvolve através da degradação da matéria orgânica pelas bactérias facultativas que utilizam o nitrato como oxidante;

b) presença de nitrato.

O processo de nitrificação e, conseqüentemente, a presença de nitrato é um pré-requisito para a desnitrificação, já que o material nitrogenado em esgoto se apresenta, normalmente, na sua forma amoniacal. No entanto, para efeitos práticos, a taxa de desnitrificação é considerada como independente da concentração de nitrato;

c) ausência de oxigênio.

Quando há oxigênio dissolvido para o metabolismo bacteriano a desnitrificação é inibida. O maior problema reside na quantificação da influência da concentração de oxigênio sobre a desnitrificação, devido aos gradientes de concentração de oxigênio que se desenvolvem nos flocos do lodo. No microambiente dentro do floco, a concentração de oxigênio dissolvido pode ser muito diferente da concentra

ção no seio líquido. Segundo Christensen e Harremões (1977) concentrações maiores que $0,2 \text{ mg O}_2 \cdot \text{l}^{-1}$ prejudicam sensivelmente o desenvolvimento da desnitrificação. Nos reatores aeróbios tem sido observado um desenvolvimento significativo do processo de desnitrificação (Pasveer, 1965 e Matsche, 1972). A ocorrência da desnitrificação nos reatores aeróbios é explicada através da formação de microregiões anóxicas dentro dos flocos do lodo, permitindo o desenvolvimento do processo de desnitrificação;

d) condições ambientais.

Entre as condições ambientais os fatores mais importantes são o pH do licor misto e a temperatura. A taxa de desnitrificação aumenta com a temperatura até atingir um máximo a 40°C .

A influência do pH sobre a desnitrificação tem sido observado por vários pesquisadores. A taxa de desnitrificação se desenvolve na faixa de pH entre 7 e 8;

e) presença de um doador de elétrons.

A presença do material orgânico (doador de elétrons) é essencial para a redução de nitrato no processo de desnitrificação. A fonte de material orgânico doadora de elétrons necessários para a desnitrificação pode ser originada de: (1) fonte externa, isto é, o material orgânico é adicionado após a nitrificação; (2) fonte interna, quando o próprio material orgânico presente na água residuária é usado como redutor; (3) material orgânico da própria massa bacteriana que compõe o lodo. Na seção a seguir serão discutidas as diferentes configurações de sistemas de lodo ativado com nitrificação e desnitrificação.

2.3.3 - Configurações do processo dos sistemas de nitrificação e desnitrificação

2.3.3.1. O sistema de lodos múltiplos

Constituído de três reatores em série, cada um seguido por um decantador, o sistema de lodos múltiplos, no qual o material orgânico utilizado para a redução de nitrato vem de uma fonte externa, foi sugerido por Barth, Bremmer e Lewis (1969), é denominado de "sistemas de três lodos". Nesse sistema, o processo de nitrificação e desnitrificação ocorre em três diferentes estágios: no primeiro estágio realiza-se a remoção do material orgânico afluyente; no segundo, há nitrificação e no terceiro, desnitrificação. Entre o segundo e o terceiro estágio há adição de material orgânico (geralmente metanol) que funciona como redutor de nitrato formado no segundo estágio. O custo de construção e de operação desses sistemas é muito alto não somente pela necessidade de construção de três reatores e três decantadores mas, também, pela necessidade de se adicionar metanol. A figura 2.1 representa o esquema do processo desenvolvido nesse tipo de sistema.

2.3.3.2. Sistemas de lodo único

Os sistemas que usam o material orgânico afluyente para a desnitrificação são chamados de sistemas de lodo único. Os sistemas de lodo único se compõem de vários reatores em série, seguidos por um decantador de onde o lodo

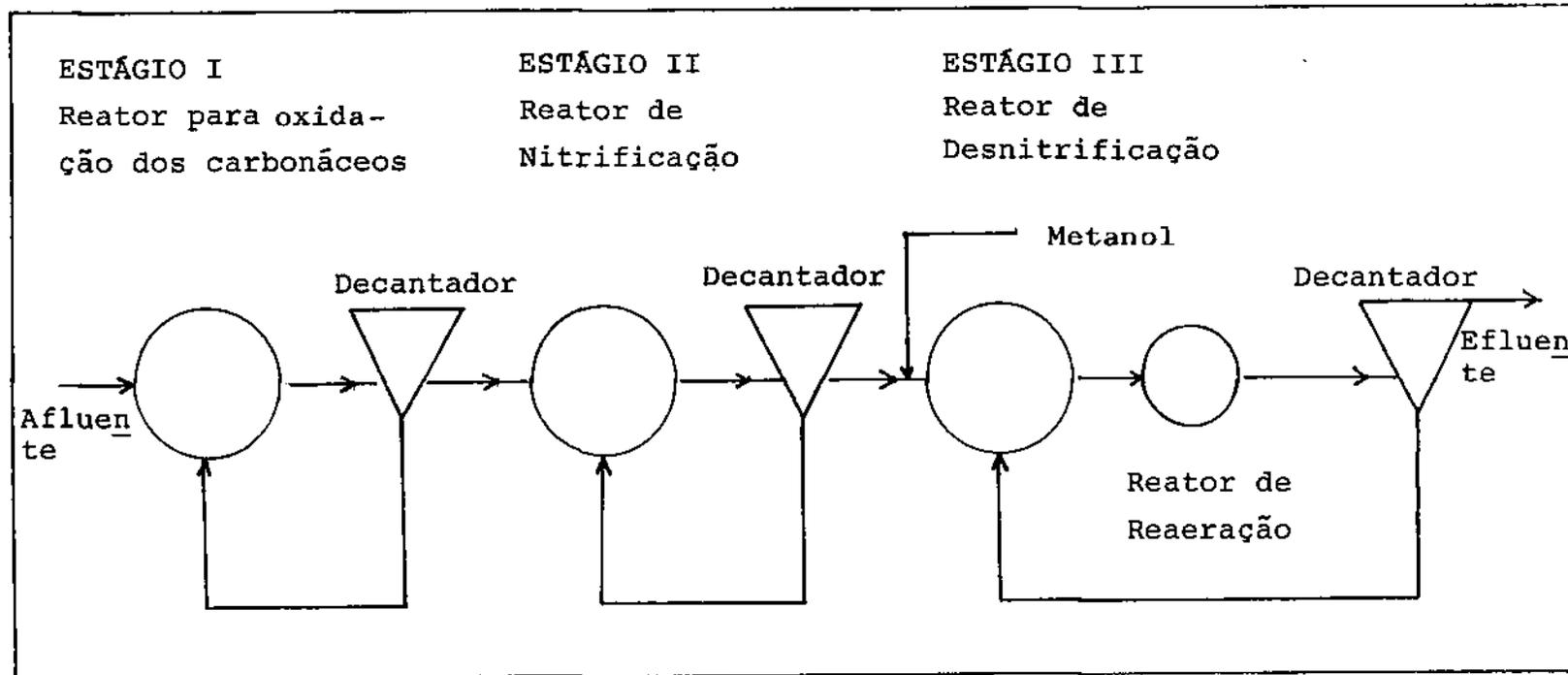


Figura 2.1 - Sistema de três lodos com desnitrificação proposto por Barth, Bermmer e Lewis (1969)

Fonte: VAN HAANDEL (Ph.D.Thesis, 1981)

é recirculado. Pelo menos um reator da série é aerado e um reator não é aerado (anóxico), mas agitado mecanicamente para manter o lodo em suspensão. Nos reatores aeróbios ocorre a nitrificação e nos reatores anóxicos a desnitrificação. A recirculação do lodo do decantador e as recirculações internas entre os reatores, fazem com que o lodo se encontre alternadamente em um ambiente aeróbio e em um ambiente anóxico *. Há basicamente, três tipos de sistemas de nitrificação - desnitrificação com lodo único: o sistema pré-desnitrificação; o sistema pós-desnitrificação e o sistema Bardenpho.

O sistema pré-desnitrificação proposto por Ludzack e Ettlinger (1962), representado esquematicamente na figura 2.2, compõe-se de dois reatores sendo que o primeiro reator é anóxico e recebe, além do esgoto afluyente, o lodo recirculado do reator aeróbio (taxa de recirculação "a") e do decantador (taxa de recirculação "s"). O segundo reator é aeróbio e, nele se desenvolve o processo de nitrificação. O licor misto nitrificado é recirculado para o reator anóxico através das recirculações "a" e "s". A taxa de desnitrificação no reator é alta, devido à alta concentração de material biodegradável presente. A desvantagem do sistema de pré-desnitrificação é que não é possível a remoção completa de nitrato porque uma parte do nitrato formado no reator aeróbio não é recirculado, sendo descarregado diretamente no efluente.

O sistema pós-desnitrificação proposto por Wuhrmann (1964), representado esquematicamente na figura 2.3, com-

* O ambiente anóxico é caracterizado pela presença de nitrato e ausência de oxigênio dissolvido no licor misto do sistema.

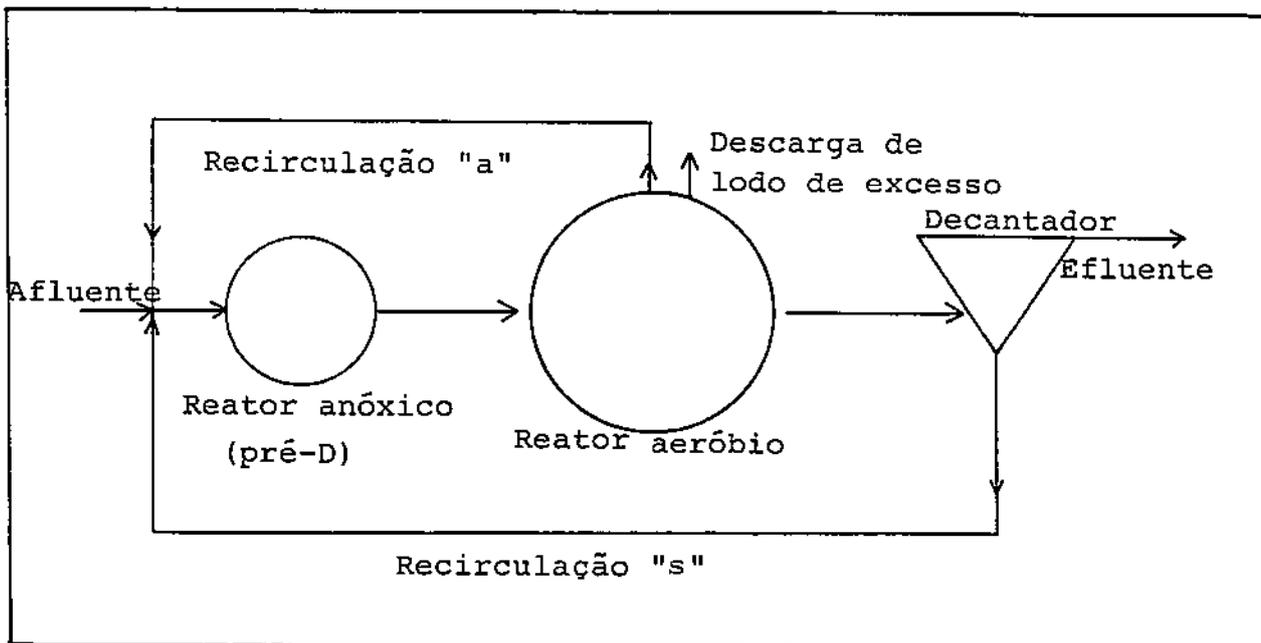


Figura 2.2 - Sistema proposto por Ludzack-Ettinger ou sistema pré-desnitrificação

Fonte: VAN HAANDEL (Ph.D.Thesis, 1981)

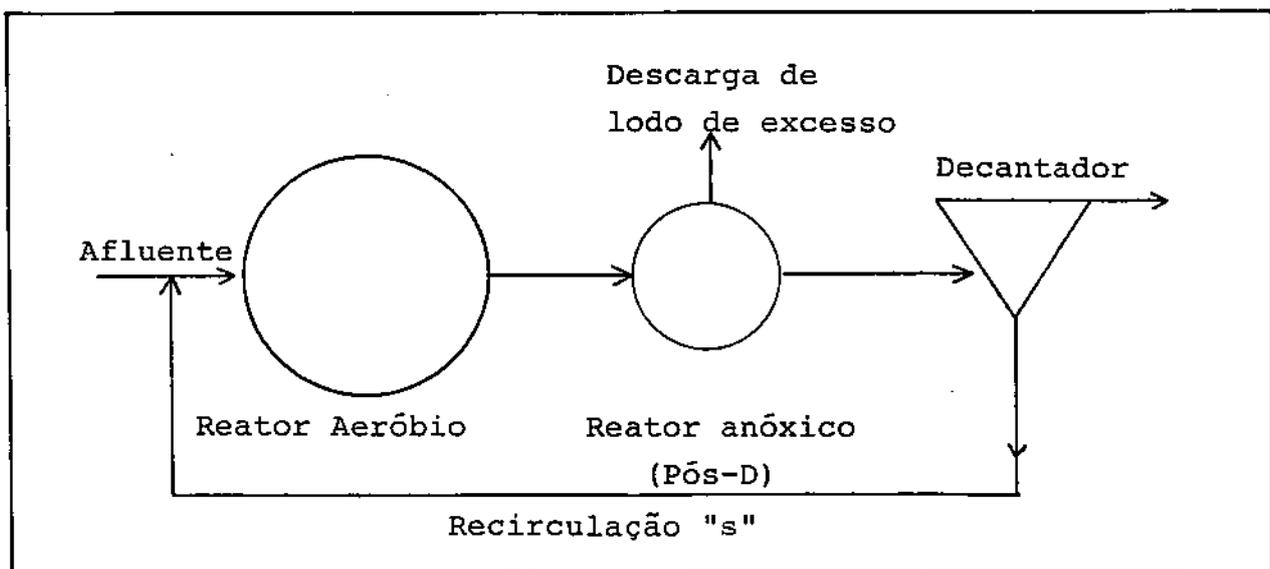


Figura 2.3 - Sistema proposto por Wuhrmann ou sistema pós-desnitrificação

põe-se de dois reatores. O primeiro reator é aeróbio e, nele, ocorre a nitrificação. O licor misto nitrificado passa então para o segundo reator que é anóxico, ocorrendo a desnitrificação. No sistema pós-desnitrificação a remoção de nitrato, em princípio, poderia ser completa. Todavia, tendo em vista que muito do material orgânico biodegradável do afluente será utilizado no reator aeróbio, a concentração desse material no reator anóxico será baixa, resultando em uma baixa taxa de desnitrificação. Portanto, para a remoção completa de nitrato, seria necessário um reator anóxico muito grande, mas isto iria prejudicar o desenvolvimento da nitrificação, porque a fração do lodo no ambiente anóxico não pode ser aumentada livremente, pois deve existir uma fração mínima de lodo que deve permanecer no ambiente aeróbio para promover a nitrificação, pré-requisito da desnitrificação.

O sistema Bardenpho (figura 2.4) é baseado na combinação das vantagens dos sistemas de Wuhrmann e Ludzack e Ettinger. Constituído de quatro reatores em série, o primeiro e o terceiro são anóxicos e o segundo e o quarto aeróbios. Observa-se que no sistema Bardenpho há pré e pós-desnitrificação. No primeiro reator (pré-D) há remoção de grande parte do nitrato (alta taxa de desnitrificação), através da recirculação do licor misto nitrificado do segundo reator. No terceiro reator (pós-D) há remoção do nitrato restante, possibilitando a descarga de um efluente livre de nitrato. No quarto reator, que é menor que os demais, o licor misto é reaerado com a finalidade de eliminar o nitrogênio molecular que poderia prejudicar a eficiência de sedimentação do lodo no decantador (flotação do lodo).

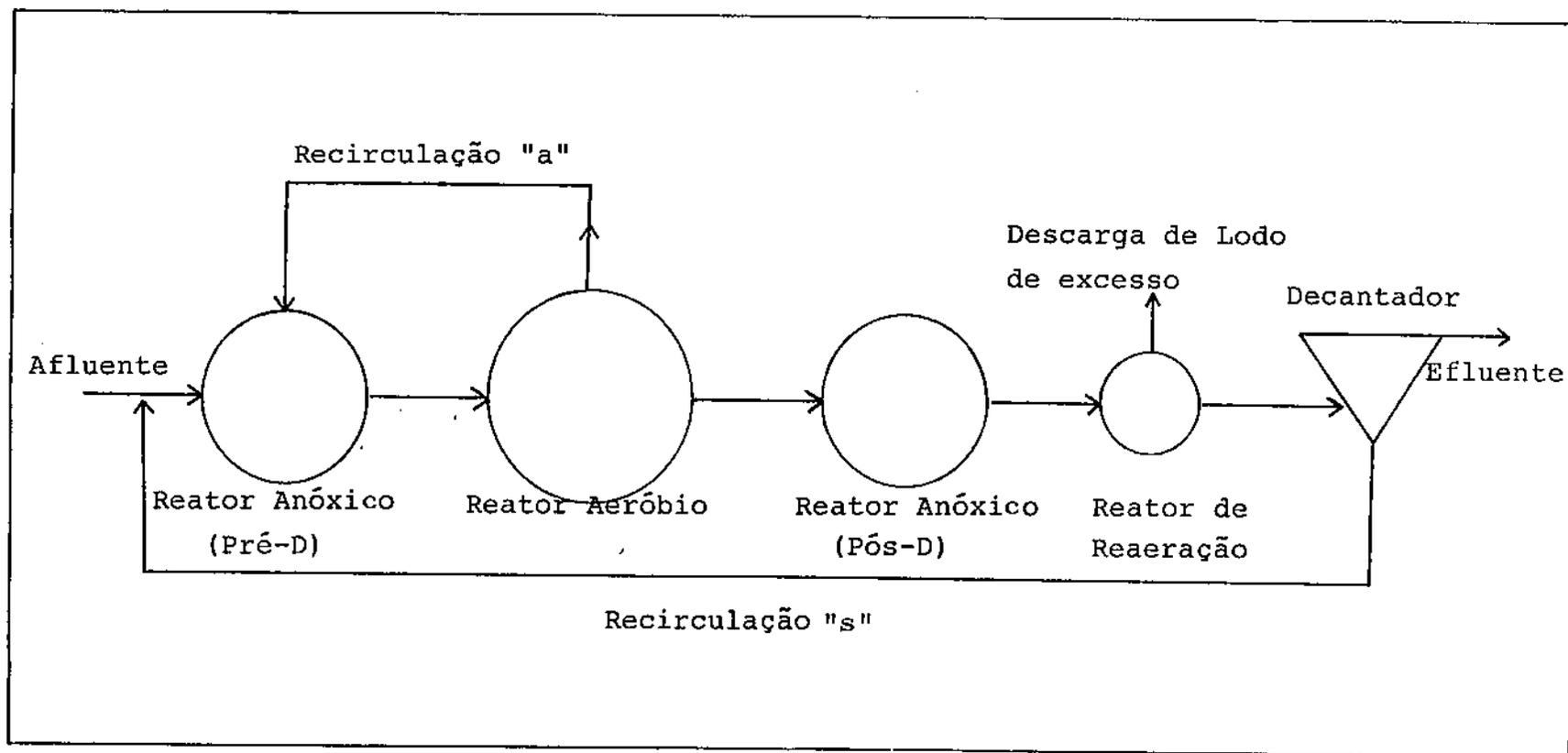


Figura 2.4 - Sistema Bardenpho

Fonte: VAN HAANDEL (Ph.D. Thesis, 1981)

2.3.4. Capacidade de desnitrificação

A capacidade de desnitrificação é definida como a concentração máxima de nitrato que pode ser removida nos reatores anóxicos de um sistema com nitrificação e desnitrificação. A capacidade de desnitrificação depende da concentração e natureza do material orgânico presente no reator anóxico (Catunda e Van Haandel, 1987.b).

Segundo Marais e Ekama (1976), o material orgânico afluyente (expresso em DQO) pode ser dividido em duas frações: biodegradável e não biodegradável. Cada uma dessas frações tem uma parte dissolvida e outra particulada. O material orgânico biodegradável e dissolvido, por estar diretamente disponível para o metabolismo dos microorganismos, é denominado de material rapidamente biodegradável. O material orgânico biodegradável e particulado que precisa ser hidrolizado * antes de ser metabolizado pelos microorganismos, é denominado de material lentamente biodegradável.

No reator pré-desnitrificação (pré-D), a alta taxa de desnitrificação é explicada pela utilização tanto do material rapidamente biodegradável quanto do material lentamente biodegradável. No reator pós-desnitrificação (pós-D), a taxa de desnitrificação se deve a utilização do material lentamente biodegradável. Entretanto, no reator pós-D, a concentração desse material será menor que num reator pré-D, ocasionando numa taxa menor de utilização e, consequentemente, numa taxa menor de desnitrificação.

Em sistemas com um reator pré-D, onde todo material

* Devido a baixa velocidade do processo de hidrólise, a taxa de utilização do material orgânico biodegradável e particulado é lenta.

rapidamente biodegradável é utilizado, e um reator pós-D, a capacidade de desnitrificação pode ser expressa como (Cattunda e van Haandel, 1987.b):

a) para o reator pré-D

$$DC_1 = (\alpha + K_2 \cdot Cr \cdot fx_1) \cdot S_{bi} \quad (2.17)$$

Onde:

DC_1 = capacidade de desnitrificação no reator pré-D, (mg N l^{-1});

α = relação fca.(1-py) / 2,86

fca = razão entre o material rapidamente biodegradável e o material biodegradável;

p = razão DQO e sólidos orgânicos ($\text{mg DQO} / \text{mg sv}$);

Y_h = coeficiente de rendimento ($\text{mg Xa} \cdot \text{mg DQO}^{-1}$);

K_2 = constante de desnitrificação associada à utilização do material lentamente biodegradável ($\text{mg N} \cdot \text{mg Xa} \cdot \text{d}^{-1}$);

Cr = constante = ($Y_h \cdot R_s / (1 + b_h \cdot R_s)$)

R_s = idade de lodo

b_h = constante de respiração endógena

fx_1 = fração de lodo no reator pré-D;

S_{bi} = concentração da DQO biodegradável afluyente ($\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$).

Em condições operacionais normais de sistemas de lodo ativado a fração " fx_1 " sempre será muito maior que o va-

lor da fração mínima de lodo no reator pré-D, necessária para assegurar a utilização completa do material rapidamente biodegradável.

b) para o reator pós-D

$$DC_3 = K_3 \cdot Cr \cdot fx_3 \cdot Sbi \quad (2.18)$$

Onde:

DC_3 = capacidade de desnitrificação do reator pós-D
(mg N.l⁻¹);

K_3 = constante de desnitrificação associada à utilização do material lentamente biodegradável no reator pós-D (mg N.mg Xa.d⁻¹)

fx_3 = fração da massa de lodo no reator pós-D

A capacidade de desnitrificação em um sistema Bardenpho é obtida pela soma das equações 2.17 e 2.18:

$$DC = DC_1 + DC_3 = \{(\alpha + K_2 \cdot fx_1) (K_3 \cdot fx_3)\} Cr \cdot Sbi \quad (2.19)$$

No caso de esgoto predominantemente doméstico, os seguintes valores das constantes de desnitrificação foram obtidos (Van Haandel e Marais, 1981):

$$\alpha = 0,028 \quad \text{mg N.mg DQO}^{-1}$$

$$K_2 = 0,1 (1,08)^{T-20} \quad \text{mg N.mg Xa}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$$

$$K_3 = 0,08 (1,03)^{T-20} \quad \text{mg N.mg Xa}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$$

As equações para o cálculo da capacidade de desnitrificação estão agrupadas na tabela 2.4.

2.4 - Otimização de Sistemas de Nitrificação - Desnitrificação

A otimização de sistemas de tratamento de esgoto para a remoção de nitrogênio (sistemas com nitrificação e desnitrificação) visa de um modo geral a eficiência máxima na remoção de nitrogênio e a redução dos custos de construção e operação. Para a otimização é necessário que se disponha de um modelo cinético que descreva a cinética de nitrificação e desnitrificação. A otimização desenvolvida nesta seção é baseada nos trabalhos apresentados por Catunda e Van Haandel (1987 a, b e d).

Supondo que haja remoção completa de nitrato em ambos os reatores pré-D e pós-D de um sistema Bardenpho, a seguinte condição é necessária:

$$(Nc/Sbi)_o = (a+s+1) (\alpha + K_2 \cdot Cr \cdot fm) / a + (K_2/K_3) \cdot (s+1) \quad (2.20)$$

Onde:

$(Nc/Sbi)_o$ = maior valor de Nc/Sbi que permite uma desnitrificação completa

"a" e "s" = recirculações do sistema Bardenpho

Uma vez determinando o valor de $(Nc/Sbi)_o$, calcula-se o valor correspondente de Nti/Sti da equação 2.13.

$$N_c = N_{ti} - N_s - N_{ad}$$

e, tendo-se:

$$S_{bi} = (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ti} \quad (2.21)$$

ou,

$$(N_{ti}/S_{ti})_o = (1 - f_{us} - f_{up}) (N_c/S_{bi})_o + (N_s + N_{ad})/S_{ti} \quad (2.22)$$

A equação 2.22 é válida somente quando todo o material rapidamente biodegradável é efetivamente utilizado no reator pré-D. Essa condição implica que a fração " f_{x_1} " \geq f_{min} (fração mínima da massa do lodo para a utilização completa do material rapidamente biodegradável) e que a taxa de recirculação " a " deve ser tal que o nitrato introduzido no reator pré-D seja suficiente para atender à demanda para essa utilização.

Se a razão N_{ti}/S_{ti} de um determinado esgoto for maior que a razão $(N_{ti}/S_{ti})_o$, então, é impossível a desnitrificação completa. Para esse caso, a remoção máxima que se pode obter é determinada em um sistema Bardenpho. A condição limite para o sistema Bardenpho dar a remoção máxima é expressa através da equação abaixo:

$$(N_c/S_{bi})_1 = (\alpha + K_2 \cdot C_{rfm}) (a+s+1) / (a+s) \quad (2.23)$$

Onde:

$(N_c/S_{bi})_1$ = valor limite para o sistema Bardenpho

Tendo-se o valor de $(N_c/S_{bi})_1$, calcula-se o valor

correspondente $(Nti/Sti)_1$ como na equação 2.13.

$$(Nti/Sti)_1 = (1-fus-fup) (Nc/Sbi)_1 + (Ns+Nad) / Sti \quad (2.24)$$

Os valores de $(Nti/Sti)_0$ e $(Nti/Sti)_1$ em função da idade de lodo estão listados na figura 5.1. Se para uma determinada idade de lodo a razão Nti/Sti é maior que o valor de $(Nti/Sti)_1$, toda a massa de lodo anóxico está no reator pré-D e não há mais um reator pós-D, isto é, o sistema Bardenpho se transforma em um sistema pré-D.

Analisando-se a figura 5.1, observa-se três situações básicas para a remoção de nitrogênio em sistemas com nitrificação-desnitrificação, dependendo da razão TKN/DQO do afluente (Nti/Sti) :

1. $Nti/Sti \leq (Nti/Sti)_0$ - a desnitrificação completa é possível em um sistema Bardenpho (região 'C' na figura 5.1)
2. $(Nti/Sti)_0 < Nti/Sti < (Nti/Sti)_1$ - a desnitrificação completa é impossível, o sistema Bardenpho dá a remoção máxima (região indicada por "B" na figura 5.1)
3. $Nti/Sti > (Nti/Sti)_1$ - A inclusão de um reator pós-D é contraprodutiva, a maior remoção de nitrato se dá em um sistema pré-D (região "A" na figura 5.1).

A otimização de um sistema com nitrificação - desnitrificação apresentada, é baseada no diagrama das razões $(Nti/Sti)_0$ e $(Nti/Sti)_1$ em função da idade de lodo. Para a

construção desse diagrama são necessários as seguintes informações relacionadas com a:

- a) características do esgoto a ser tratado - razão TKN/DQO afluente, temperatura e composição do material orgânico afluente (f_{us} ; f_{up} e f_{ca}).
- b) constantes cinéticas de nitrificação (U_m , b_n e K_n) e de desnitrificação (K_1 , K_2 , K_3)
- c) condições operacionais (recirculações "a" e "s").

A temperatura considerada no projeto deverá ser a mais baixa esperada no sistema. Com estas informações a otimização do sistema será possível e fornecerá o valor ótimo da idade de lodo para a remoção máxima de nitrogênio a custos de construção e de operação mínimos.

As equações para o cálculo das constantes cinéticas de nitrificação e desnitrificação estão agrupadas na tabela 2.5.

2.5 - Remoção Biológica de Fósforo

O fósforo encontrado no esgoto doméstico apresenta-se predominantemente nas formas de ortofosfatos e polifosfatos, havendo uma fração de fósforo orgânico presente nos aminoácidos. A concentração de fósforo numa água residuária varia de acordo com os hábitos sócio-econômicos da população contribuinte. Na prática, a razão entre o fósforo e o material orgânico no esgoto doméstico é de 0,01 a 0,02 mg F/mg DQO.

Nos sistemas de lodo ativado há mineralização de quase todo o fósforo orgânico e, portanto a forma mais comum de fósforo no efluente é o ortofosfato. A remoção de fósforo se dá basicamente através da produção de lodo, ou seja, aproximadamente 6 por cento de lodo ativo e 2 por cento de lodo inerte se compõem de fósforo. A concentração de fósforo que será descarregada como lodo de excesso, é expressa como (Martin e Marais, 1975):

$$P_l = \left\{ (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot (f_{pa} + f_{pn} \cdot f \cdot b_h \cdot R_s) \cdot \left(\frac{C_r}{R_s} + f_{pn} \cdot f_{up} / p \right) \right\} S_{ti} \quad (2.25)$$

Onde:

P_l = concentração de fósforo no lodo de excesso (mgP/l);

f_{pa} = fração de massa de fósforo no lodo ativo = $0,06 \text{ mg P} \cdot \text{mg X}_a^{-1}$

f_{pn} = fração de massa de fósforo no lodo inativo = $0,02 \text{ mg P} \cdot \text{mg X}_v^{-1}$

Para valores normais dos parâmetros e variáveis da equação 2.25, o fósforo removido no lodo (em torno de 0,005 a 0,007 mg P/mg DQO) é bem menor que o fósforo presente no afluente (0,01 a 0,02 mg P/mg DQO). Conclui-se que grande parte de fósforo está presente como fosfato efluente, a não ser que se tome medidas específicas destinadas a remover o fósforo da água residuária.

Na década passada, Marais e seus colaboradores desenvolveram várias pesquisas sobre a remoção de fósforo. Essas pesquisas resultaram num modelo empírico que pode ser usado para dimensionar sistemas

com a finalidade de se produzir um efluente essencialmente livre de fósforo.

O modelo de Marais baseia-se nos seguintes pontos básicos:

1. de uma maneira geral, os pesquisadores concordaram que, a fração ativa do lodo ativado tende a aumentar a fração de massa de fósforo, quando o lodo em alguma parte do sistema é exposto a uma condição anaeróbia, isto é, a um ambiente no qual não há presença de oxigênio dissolvido nem de nitrato. Essa observação é baseada no fato de que a fração de massa de fósforo no lodo ativo de sistemas formados por uma zona anaeróbia - anóxica-aeróbia geralmente é bem superior aquela nos sistemas sem essa zona. A maior fração de massa de fósforo no lodo ativo, naturalmente, resultará numa maior remoção de fósforo através da descarga de lodo de excesso;

2. para criar o ambiente anaeróbio, na prática, Barnard (1976) sugeriu uma modificação do sistema Bardenpho através da introdução de um reator anaeróbio a montante de um reator pré-D, obtendo-se, assim, o chamado sistema Phoredox (figura 2.5).

No reator anaeróbio do sistema Phoredox, que recebe o afluente e o lodo de retorno, existirá um ambiente anaeróbio desde que a remoção de nitrato no sistema seja completa ou virtualmente completa.

Marais desenvolveu o sistema UCT (University of Cape Town) que permite a criação de uma zona anaeróbia independentemente da eficiência de remoção de nitrato no sistema Phoredox. No sistema UCT (figura 2.6) a concentração de nitrato no reator anóxico (reator pré-D) é mantida baixa

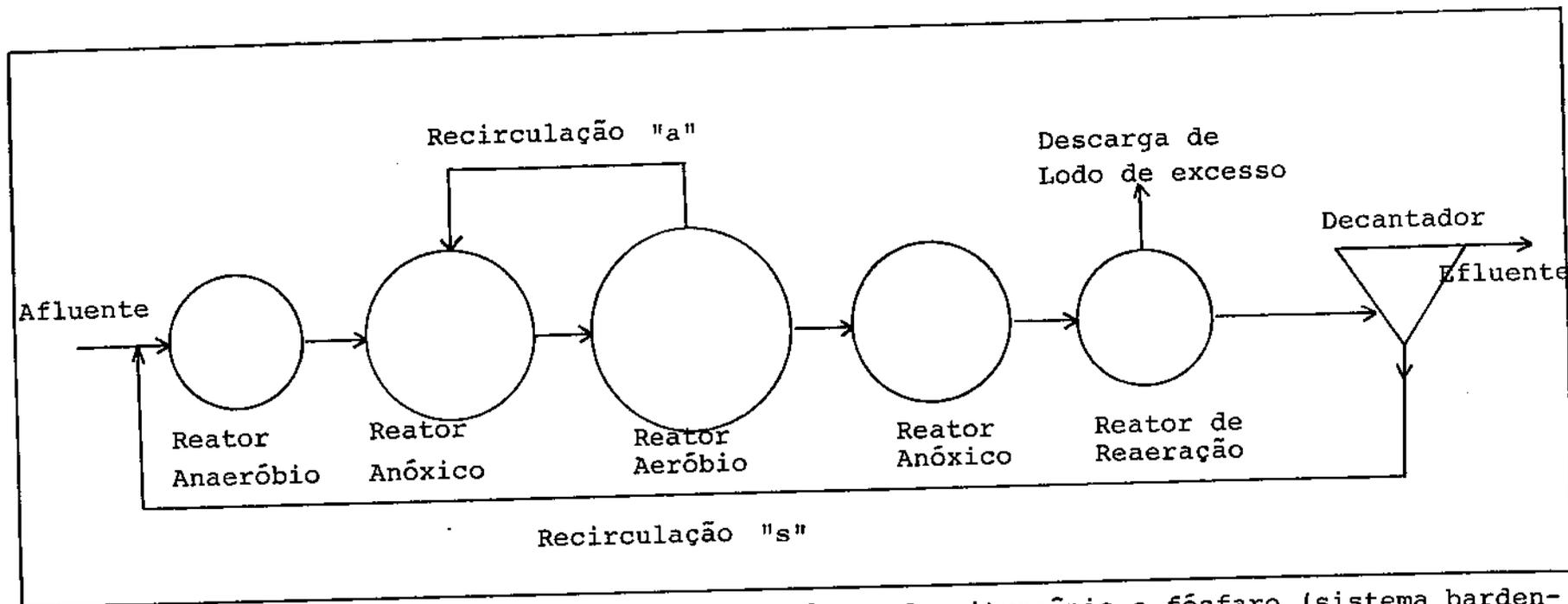


Figura 2.5 - Sistema Phoredox para remoção biológica de nitrogênio e fósforo (sistema bardenpho modificado)

através de uma regulagem adequada da taxa de recirculação "a" (recirculação do reator aeróbio para o reator pré-D). Parte do lodo no reator anóxico é então recirculado para o reator anaeróbio a montante. Nesse reator o lodo entra em contato com o afluente do sistema e se estabelece um ambiente anaeróbio.

3. Marais estabeleceu que a exclusão de nitrato e a consequente criação de uma zona anaeróbia é uma condição necessária, mas não suficiente para efetuar a remoção biológica de fósforo, através dos fenômenos de liberação de fósforo (nas zonas anaeróbias) e absorção (nas zonas anóxicas e aeróbias). Estabeleceu-se que, além da condição anaeróbia há necessidade de se ter a presença de material rapidamente biodegradável no reator anaeróbio. Isto permite explicar porque num sistema pré-D, geralmente, não há liberação de fósforo mesmo quando esse reator é anaeróbio. O reator pré-D torna-se anaeróbio quando o nitrato disponível nesse reator for inferior a capacidade de nitrificação. Para essa condição, se estabelece no reator pré-D um ambiente sem nitrato (i.e, anaeróbio) e sem material rapidamente biodegradável.

4. Marais e seus colaboradores estabeleceram experimentalmente que a fração de massa de fósforo no lodo ativo (fpa) depende da concentração do material rapidamente biodegradável e da fração da massa de lodo no sistema que está presente no reator anaeróbio. A seguinte expressão foi obtida a partir de uma grande quantidade de dados experimentais:

$$fpa = (0,06 \text{ a } 0,35) - 0,29 \exp(-0,242 (Sbsa-25).fxo) \quad (2.26)$$

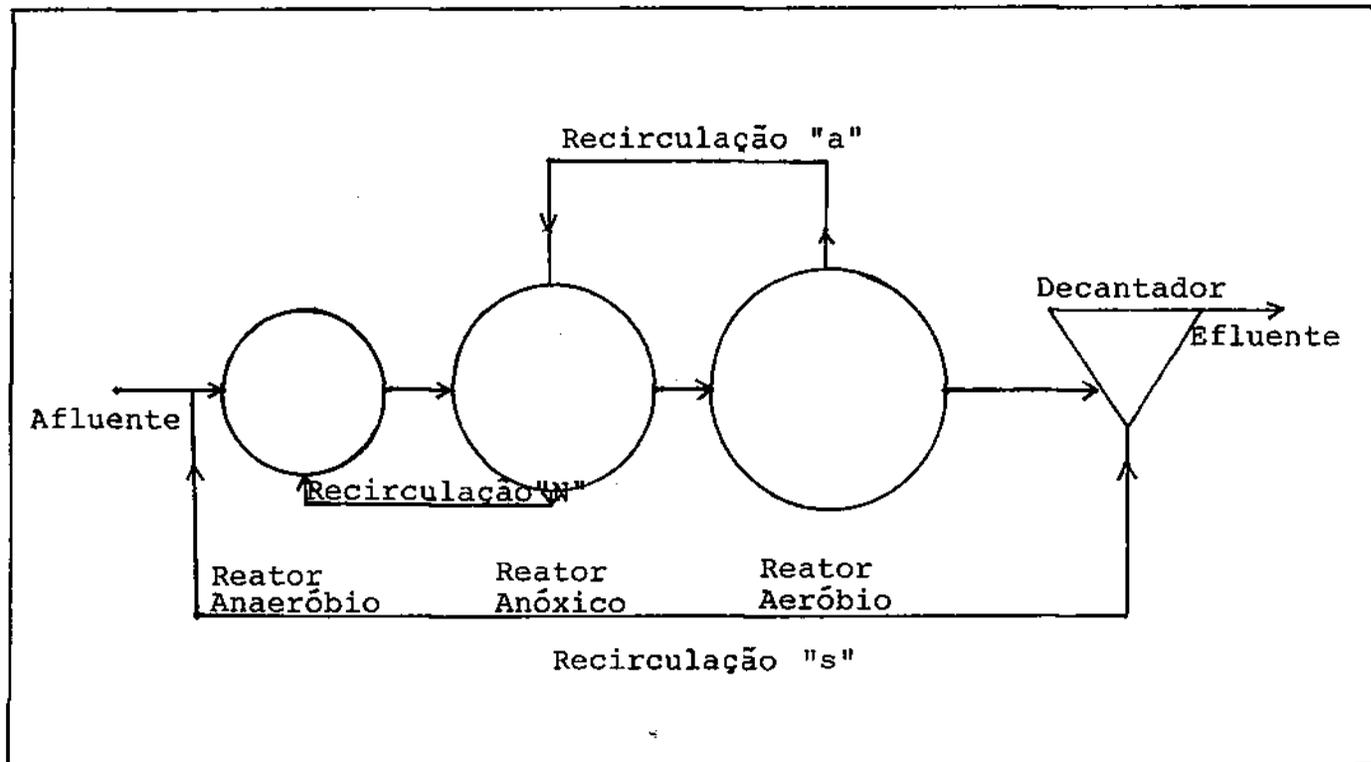


Figura 2.6 - Sistema UCT para remoção biológica de fósforo e nitrogênio

Onde:

Sbsa = concentração de material rapidamente biodegradável no reator anaeróbio (mg DQO/l)

fxo = fração da massa de lodo do sistema que se encontra no reator anaeróbio

A equação 2.26 representa o resultado de observações experimentais e não é garantida a sua aplicabilidade fora da faixa dos valores das variáveis operacionais prevalentes durante as investigações. As condições das variáveis são mostradas, a seguir:

- a) DQO afluyente de 250 a 800mg/l
- b) DQO rapidamente biodegradável do afluyente de 70 a 220mg/l, com frações rapidamente biodegradável de 0,12 a 0,27.
- c) idade de lodo de 13 a 25 dias

No Brasil as condições operacionais podem ser um pouco diferentes daquelas usadas nos trabalhos de Marais. Notadamente a razão TKN/DQO poderá ser menor que 0,09mg N/mg DQO, facilitando a remoção biológica de fósforo. A temperatura geralmente será mais alta que 20°C e frequentemente supera a marca de 25°C, enquanto a idade pode ser inferior a 13 dias. Idealmente o modelo de Marais devia ser testado para as condições físicas do Brasil para se poder fazer eventuais adaptações. Como atualmente não há disponibilidade de dados gerados sob as condições físicas do Brasil, adota-se a equação 2.25 como válida para descrever o fenômeno de remoção biológica de fósforo nas condições vigentes no Brasil.

2.6 - O Balanço de Massa

O balanço de massa possibilita verificar se um determinado sistema opera sob condições estacionárias, isto é, carga orgânica e hidráulica constantes com o tempo, e se os procedimentos analíticos adotados estão corretos.

Tendo em vista que sempre há flutuações espontâneas na atividade de microorganismos e na composição do material orgânico afluente, bem como erros de medições dos parâmetros em sistemas de lodo ativado, em geral, não se obtém equilíbrio perfeito no cálculo de um único balanço de massa. No entanto, quando se toma a média dos dados experimentais durante um determinado período, observa-se que o balanço de massa está muito perto do equilíbrio e que os critérios para avaliar os procedimentos analíticos dos testes dos parâmetros estão corretos.

As equações básicas para o cálculo do balanço de massa do material nitrogenado, do material orgânico e da alcalinidade estão listadas nas tabelas 2.1, 2.2 e 2.3.

2.7 - Tabelas

Tabela 2.1 - Equações básicas do sistema de lodo ativado (sistema Bardenpho) referente ao material nitrogenado

(continua)

- 1 - Fluxo médio do material nitrogenado que entra no sistema, em g N/d

$$MN_i = Q_i \cdot (N_{ti} + N_{ni}) \quad (2.27)$$

- 2 - Fluxo médio do nitrogênio no lodo de excesso, em g N/d

$$MN_l = f_n \cdot q \cdot X_v \quad (2.28)$$

- 3 - Fluxo médio do nitrogênio no efluente e na fase líquida do lodo de excesso, em g N/d

$$MN_{te} = Q_i \cdot N_{te} \quad (2.29)$$

- 4 - Fluxo médio do nitrato descarregado do efluente, em g N/d

$$MN_{ne} = Q_i \cdot N_{ne} \quad (2.30)$$

- 5 - Concentração composta de nitrato na vazão de entrada do sistema, em mg N/l

$$N_{no} = \frac{a \cdot N_{n_2} + s \cdot N_{ne} + N_{ni}}{a + s + 1} \quad (2.31)$$

- 6 - Fluxo médio de nitrato desnitrificado no primeiro reator, em g N/d

$$MN_{d_1} = (N_{no} - N_{n_1}) \cdot (Q_i + Q_r + Q_d) \quad (2.32)$$

Tabela 2.1 - Equações básicas do sistema de lodo ativado
(sistema Bardenpho) referente ao material nitrogenado

(conclusão)

7 - Fluxo médio de nitrato desnitrificado no terceiro reator, em g N/d

$$MNd_3 = (Nn_2 - Nn_3) \cdot (Qi + Qd) \quad (2.33)$$

8 - Fluxo médio de nitrato desnitrificado no decantador, em g N/d

$$MNdd = (Nn_3 - Nn_1) \cdot (Qi + Qd) \quad (2.34)$$

9 - Fluxo médio total do nitrato desnitrificado, em g N/d

$$MNd = MNd_1 + MNd_3 + MNdd \quad (2.35)$$

10 - Fluxo médio total do nitrogênio que deixa o sistema, em g N/d

$$MNsai = MNl + MNte + MNne + MNdd \quad (2.36)$$

11 - Fator de recuperação do material nitrogenado

$$Bn = MNsai / MNi \quad (2.37)$$

Fonte: Catunda e Van Haandel (1983)

Tabela 2.2 - Equações básicas do sistema de lodo ativado (sistema Bardenpho) referente ao material orgânico

(continua)

1 - DQO do efluente, em mg DQO/l

$$S_{te} = f_{us} \cdot S_{ti} \quad (2.38)$$

2 - Concentração da DQO biodegradável do afluente, em mg DQO/l

$$S_{bi} = (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ti} \quad (2.39)$$

3 - Concentração de lodo orgânico, em mg svs/l

$$X_v = \left| \frac{(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot Y_h \cdot R_s (1 + f \cdot b_h \cdot R_s)}{1 + b_h \cdot R_s} + \frac{f_{up} \cdot R_s}{p} \right| \cdot \frac{S_{ti}}{R_h} \quad (2.40)$$

4 - Massa de sólidos voláteis em suspensão no licor misto por unidade de massa diária de DQO afluente, em mg svs / mg DQO / d.

$$mX_v = \frac{R_h \cdot X_v}{S_{ti}} = \frac{(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot (1 + f \cdot b_h \cdot R_s) \cdot Y_h \cdot R_s + f_{up} \cdot R_s}{1 + b_h \cdot R_s} \cdot \frac{1}{p} \quad (2.41)$$

5 - Massa de oxigênio consumido por unidade de massa de DQO no afluente, em mg O₂/mg DQO

$$mO_c = (1 - f_{us} - p \cdot f_{up}) \left| (1 - p \cdot Y_h) + \frac{p(1 - f) \cdot b_h \cdot Y_h \cdot R_s}{1 + b_h \cdot R_s} \right| \quad (2.42)$$

6 - Fluxo médio do oxigênio consumido para oxidação do material orgânico em g O/d

$$MO_c = MO_t - MO_n \quad (2.43)$$

Tabela 2.2 - Equações básicas do sistema de lodo ativado (sistema Bardenpho) referente ao material orgânico

(continua)

-
- 7 - Fluxo total de oxigênio consumido, em g O/d

$$MOt = Vr \cdot Oc \quad (2.44)$$
- 8 - Fluxo de oxigênio consumido para a nitrificação, em g O/d

$$MO_n = 4,57 MNc \quad (2.45)$$
- 9 - Fluxo de nitrato produzido no sistema, em g N/d

$$MNC = MNti - MNte - MNl \quad (2.46)$$
- 10 - Fluxo de oxigênio equivalente ao fluxo de nitrato desnitrificado, em g O/d

$$MOeq = 2,86 MNd \quad (2.47)$$
- 11 - Fluxo total de material oxidado, em g O/d

$$MSo = MOc + MOeq \quad (2.48)$$
- 12 - Fluxo médio de material orgânico no afluente, em g O/d

$$MSti = Qi \cdot Sti \quad (2.49)$$
- 13 - Fluxo médio de material orgânico lançado no efluente, em g O/d

$$MSte = Qi \cdot Ste \quad (2.50)$$
- 14 - Fluxo médio de material orgânico no lodo de excesso

$$MSl = p \cdot q \cdot Xv \quad (2.51)$$

Tabela 2.2 - Equações básicas do sistema de lodo ativado
(sistema Bardenpho) referente ao material orgânico

(conclusão)

15 - Fluxo médio total que deixa o sistema, em g O/d

$$MS_{ai} = MSt_e + MS_l + MS_o \quad (2.52)$$

16 - Fator de recuperação do material orgânico

$$B_o = MS_{ai} / MSt_i \quad (2.53)$$

Fonte: Catunda e Van Haandel (1983)

Tabela 2.3 - Equação básica para o cálculo do balanço de alcalinidade

1 - Variação da alcalinidade (teórica) em um sistema de tratamento de esgoto devido ao efeito combinado de amonificação, nitrificação e desnitrificação, em mg CaCO₃/l

$$\Delta ALct = 3.57 (N_{ai} - N_{ni} - N_{ae} + N_{ne}) \quad (2.54)$$

Fonte: Van Haandel e Catunda (1984)

Tabela 2.4 - Equações básicas para o cálculo da capacidade de desnitrificação

- 1 - Capacidade de desnitrificação teórica no reator pré-D,
em mg N.l^{-1}

$$DC_1 = (\alpha + K_2 \cdot Cr \cdot fx_1) \cdot Sbi \quad (2.55)$$

- 2 - Capacidade de desnitrificação prática no reator pré-D,
em mg N.l^{-1}

$$DC_1 = (Nno - Nn1) \cdot (a + s + 1) \quad (2.56)$$

- 3 - Capacidade de desnitrificação teórica no reator pós-D,
em mg N.l^{-1}

$$DC_3 = K_3 \cdot Cr \cdot fx_3 \cdot Sbi \quad (2.57)$$

- 4 - Capacidade de desnitrificação prática no reator pós-D,

$$DC_3 = (Nn2 - Nn3) \cdot (s + 1) \quad (2.58)$$

Fonte: Catunda e Van Haandel (1987.b)

Tabela 2.5 - Equações usadas para o cálculo das constantes cinéticas de nitrificação e desnitrificação

1 - Constante de respiração endógena, d^{-1}
 $b_n = 0,04 (1,029)^{T-20}$ (2.59)

2 - Constante de meia saturação, $mg N.l^{-1}$
 $K_n = 1,00 (1,123)^{T-20}$ (2.60)

3 - Taxa específica de crescimento máximo de Nitrossomas, d^{-1}
 $U_m = 0,3 (1,123)^{T-20}$ (2.61)

4 - Constante de desnitrificação associada a utilização do material rapidamente biodegradável, em $mg N . mg X_a^{-1} . d^{-1}$
 $K_1 = 0,72 (1,20)^{T-20}$ (2.62)

5 - Constante de desnitrificação associada a utilização do material lentamente biodegradável no reator pré-D, em $mg N . mg X_a^{-1} . d^{-1}$
 $K_2 = 0,10 (1,08)^{T-20}$ (2.63)

6 - Constante de desnitrificação associada a utilização do material lentamente biodegradável no reator pós-D, em $mg N . mg X_a^{-1} . d^{-1}$
 $K_3 = 0,08 (1,03)^{T-20}$ (2.64)

Tabela 2.6 - Equações usadas para o cálculo da otimização de sistemas de desnitrificação (N & D)
(continua)

1 - Fração máxima de lodo nos reatores anóxicos

$$f_m = 1 - (1 + K_n / N_{ad}) (b_n + 1/R_s) / U_m \quad (2.65)$$

2 - Concentração de nitrogênio necessária para a produção de lodo de excesso, mg N.l⁻¹

$$N_s = f_n \left\{ \frac{[(1-f_{us}-f_{up}) (1+f_{bh}.R_s) \cdot Y_h / (1+b_h.R_s) + f_{up}/p]}{p} \right\} \cdot S_{ti} \quad (2.66)$$

3 - Capacidade de nitrificação, em mg N.l⁻¹

$$N_c = N_{ti} - N_s - N_{ad} \quad (2.67)$$

4 - Maior razão de Nc/Sbi que permite uma desnitrificação completa, mg N.mg DQO⁻¹

$$(N_c/S_{bi})_o = \frac{(a + s + 1) (\alpha + K_2 \cdot Cr \cdot f_m)}{a + (K_2/K_3) \cdot (s + 1)} \quad (2.68)$$

5 - Maior razão de Nti/Sti que permite uma desnitrificação completa, mg N.mg DQO⁻¹

$$(N_{ti}/S_{ti})_o = (1-f_{us}-f_{up}) (N_c/S_{bi})_o + (N_s+N_{ad}) / S_{ti} \quad (2.69)$$

6 - Valor limite da razão Nc/Sbi para o sistema Bardenpho, mg N.mg DQO⁻¹

$$(N_c/S_{bi})_1 = (\alpha + K_2 \cdot Cr \cdot f_m) (a+s+1) / (a+s) \quad (2.70)$$

Tabela 2.6 - Equações usadas para o cálculo da otimização
de sistemas de desnitrificação (N & C)
(conclusão)

7 - Valor limite da razão N_{ti}/S_{ti} para o sistema Barden
pho, mg N.mg DQO^{-1}

$$(N_{ti}/S_{ti})_1 = (1-f_{us}-f_{up}).(N_c/S_{bi})_1 + (N_s + N_{ad}) / S_{ti}$$

(2.71)

Fonte: Catunda e Van Haandel (1987.d)

3 - MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 - Introdução

Com o objetivo de remover nutrientes do efluente de um digestor anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (DAFA), realizou-se uma investigação experimental em um sistema Bardenpho, em escala piloto, durante o período de agosto de 1989 a março de 1990. O sistema formado por um pré-tratamento anaeróbio (digestor anaeróbio de fluxo ascendente - DAFA), e por um tratamento terciário (sistema Bardenpho) foi denominado de Sistema Híbrido de Tratamento de Esgoto.

A pesquisa desenvolveu-se em duas etapas (Tabelas 4.1 e 4.3) diferenciadas uma da outra pela alimentação do sistema Bardenpho. Na primeira etapa o afluente do sistema Bardenpho foi predominantemente o efluente do DAFA. Na segunda etapa o afluente do sistema Bardenpho foi um esgoto composto, constituído por uma fração afluente (esgoto bruto) e uma fração efluente do DAFA.

Durante toda a investigação experimental, dados do sistema Bardenpho foram coletados para verificar a sua eficiência na remoção de nutrientes e sua estabilidade operacional.

3.2 - Descrição do Sistema Híbrido de Tratamento de Esgoto

A figura 3.1 mostra o fluxuograma do Sistema Híbrido de Tratamento de Esgoto, constituído das seguintes unidades de tratamento:

- a) Tratamento Preliminar em escala real: grades de barra e caixas de areia.
- b) Pré-Tratamento Anaeróbio em escala real: Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente (DAFA).
- c) Tratamento Terciário em escala piloto: Sistema Bardenpho.

O tratamento preliminar e o pré-tratamento anaeróbio fazem parte da estação de tratamento de esgoto doméstico do bairro do Fedregal da Cidade de Campina Grande - Paraíba.

3.2.1 - Tratamento preliminar

A grade de barras é constituída de barras de ferro, com 1/2 polegadas de diâmetro, dispostas paralelamente. O espaçamento entre as barras é de 1 1/2 polegadas e tem inclinações de 60° com a horizontal. A grade de barras (figura 3.2) tem a finalidade de remover os sólidos grosseiros do esgoto afluyente do DAFA.

A caixa de areia se compõe de dois canais paralelos, construídos em alvenaria. Cada canal possui 9,0m de comprimento, 0,3m de largura e 0,43m de altura útil. O fundo do canal se situa à mesma altura do nível superior do digestor. Normalmente, tem-se alternadamente, uma das duas caixas (canais) em operação. A caixa de areia (figura 3.2) remove a areia do esgoto e, juntamente com a remoção de sólidos grosseiros (gradeamento), constituem uma fase de tratamento com

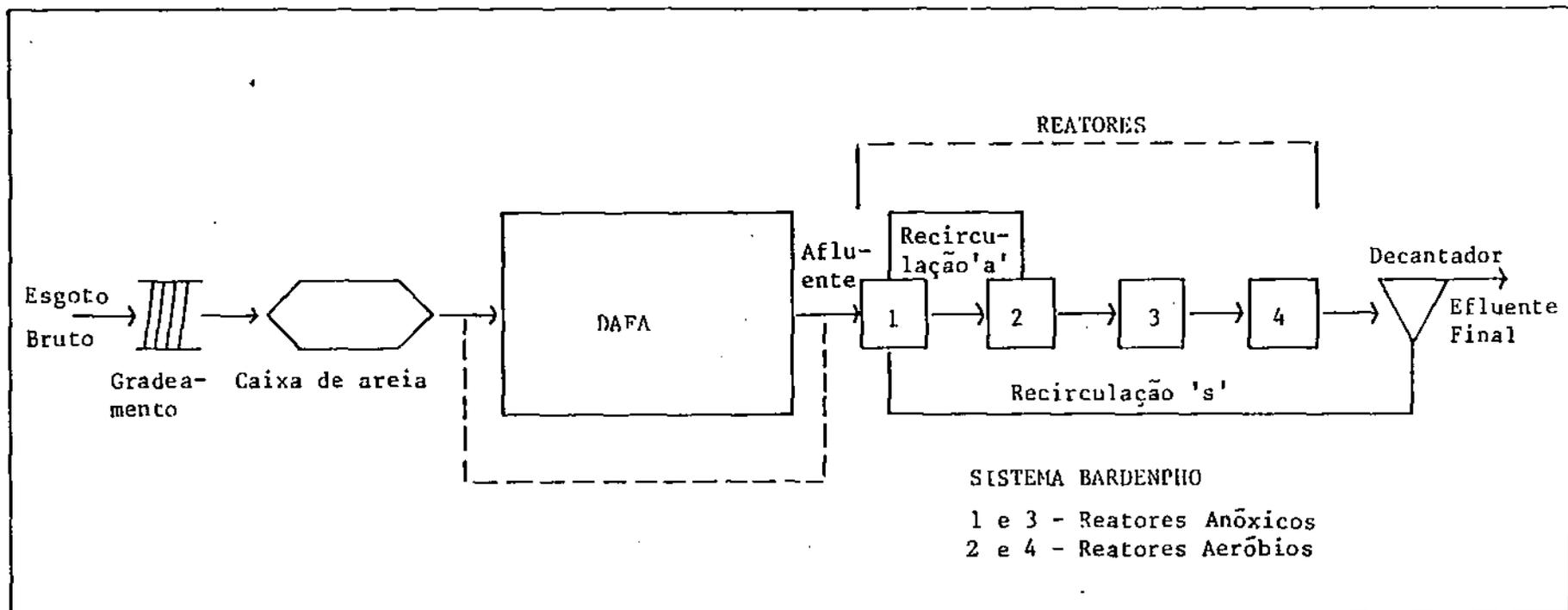
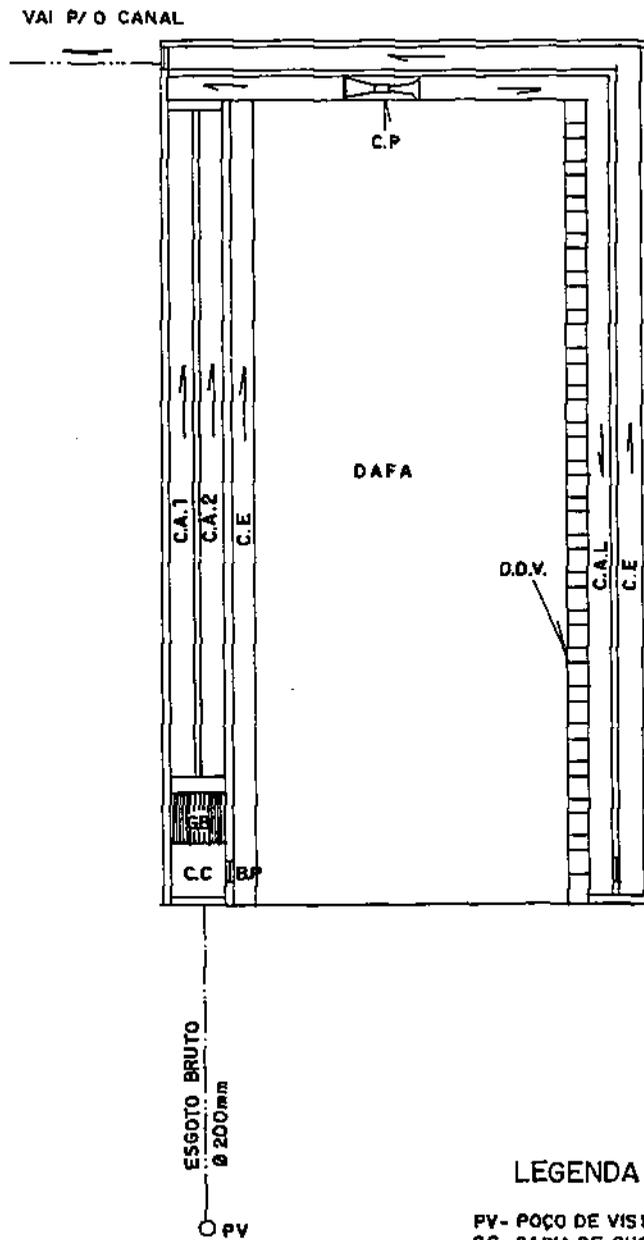


FIGURA 3.1- FLUXOGRAMA DO SISTEMA HÍBRIDO DE TRATAMENTO DE ESGOTO

FIGURA 3.2
 DAFA DO PEDREGAL



LEGENDA

- P.V. - POÇO DE VISITA
- C.C. - CAIXA DE CHEGADA
- B.P. - BY PASS
- CA.1- CAIXA DE AREIA 1
- CA.2- CAIXA DE AREIA 2
- C.P. - CALHA PARSHAL
- D.D.V.- DISPOSITIVOS DE DIVISÃO E VAZÃO
- CAL- CANAL DE ALIMENTAÇÃO
- C.E. - CANAL DE EFLUENTE

a finalidade de dotar os esgotos do Pedregal de características favoráveis às operações de tratamento subsequentes.

3.2.2 - Pré-tratamento anaeróbio

Um digestor anaeróbio de fluxo ascendente (DAFA) é um reator biológico usado para o tratamento de águas residuárias, através da decomposição anaeróbia de material orgânico biodegradável, presente nessas águas. A água residuária a ser tratada (no caso o esgoto doméstico) é captada na parte inferior do DAFA, percorrendo o digestor no sentido ascendente (figura 3.3). Na parte inferior do digestor há uma camada (manta) de lodo, contendo uma massa de microorganismos anaeróbios. Esses microorganismos são responsáveis pela decomposição do material orgânico e a sua transformação em produtos gasosos estáveis, principalmente metano e dióxido de carbono (biogás).

Na parte superior do digestor se encontra o dispositivo característico do DAFA: o separador de fases (figura 3.3). Na parte inferior do separador de fases há uma interface líquido-gás, mantida através de um selo hidráulico externo. As bolhas de biogás se acumulam na câmara de gás acima da interface e os flocos de lodo, eventualmente arrastados, depois de se desagregarem das bolhas, decantam por gravidade, tornando a fazer parte da manta de lodo.

Quando o líquido passa nas aberturas do separador de fases, passando para a zona de sedimentação (parte superior do separador de fases), encontra um ambiente sem a turbulência provocada pelas bolhas de gás, tendo sua velocidade ascensional diminuída a medida que se aproxima da superfície

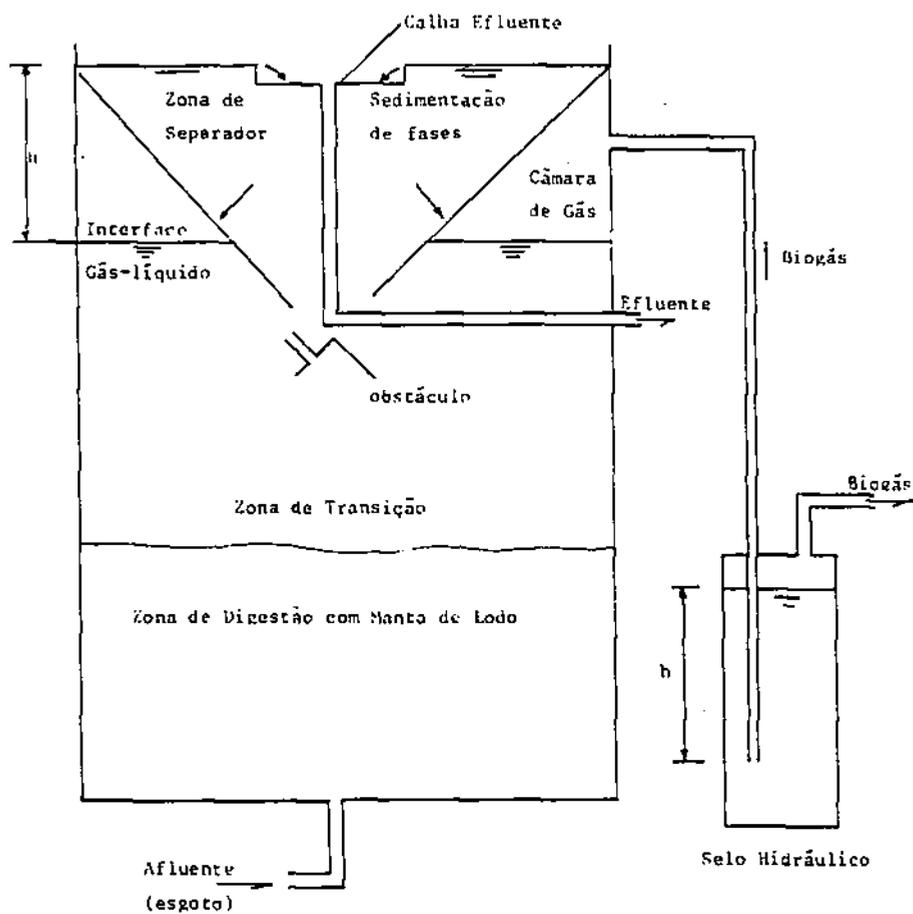


FIGURA 3.3 - REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DE UN DIGESTOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE (DAFA).

líquida do DAFA. A combinação de uma zona tranquila com a diminuição da velocidade ascensional do líquido, na zona de sedimentação, faz com que os flocos de lodo, eventualmente carregados pelo líquido, tendam a decantar e se depositar sobre o separador de fases. A declividade do separador de fases permite o deslizamento dos flocos sedimentados e o seu conseqüente retorno para a manta de lodo. Desse modo, descarrega-se da superfície do DAFA um efluente essencialmente livre de sólidos em suspensão.

Para evitar a passagem de bolhas de biogás pelas aberturas do separador de fases (por onde esco a fase líquida), são colocados obstáculos abaixo dessas aberturas que captam as bolhas e as conduzem para a parte inferior do separador de fases.

O digestor anaeróbico que trata o esgoto doméstico do bairro do Pedregal é um digestor tipo DAFA (figura 3.2). No seu dimensionamento, adotou-se uma contribuição "per capita" de $100 \text{ l.hab}^{-1}.\text{d}^{-1}$ (incluindo infiltração). Na prática, observou-se uma contribuição média diária "per capita" de esgoto de 57 litros. O volume dimensionado para a população contribuinte do Pedregal, estimada em 6.000 habitantes, foi de 160m^3 .

3.2.3 - Tratamento terciário

O Tratamento terciário (remoção de nutrientes) foi realizado no sistema Bardenpho, tendo a investigação experimental sido realizada em duas etapas caracterizadas pelo tipo de afluente do sistema Bardenpho:

Primeira Etapa - O sistema Bardenpho (figura 3.4)

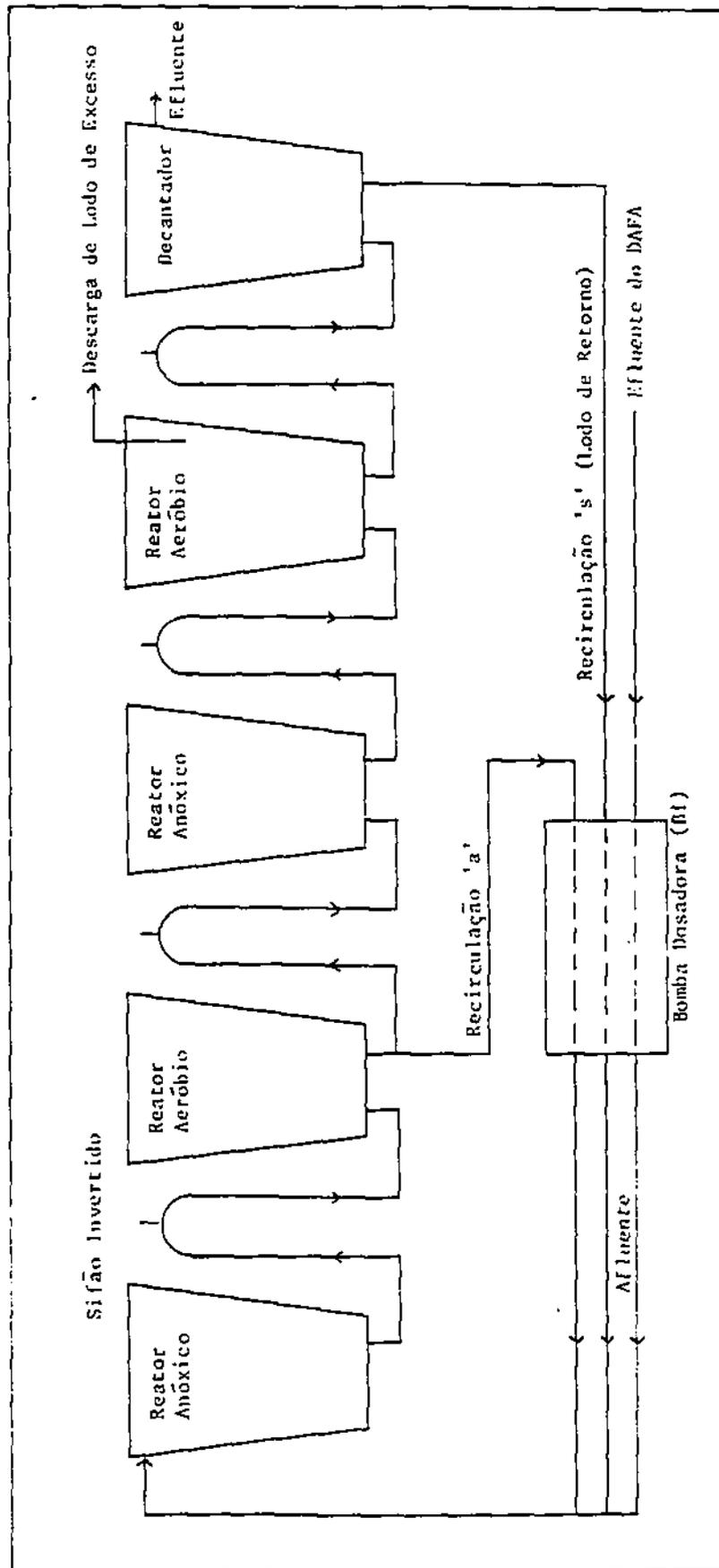


FIGURA 3.4 - ESQUEMA DO SISTEMA DARDENPRO UTILIZADO NA PRIMEIRA ETAPA DA INVESTIGAÇÃO EXPERIMENTAL.

formado por quatro reatores, sendo o 1º e 3º anóxicos e o 2º e 4º aeróbios, seguidos por um decantador, era alimentado pelo efluente do DAFA.

Segunda Etapa - O sistema Bardenpho era alimentado por um esgoto composto, formado por uma fração do afluente e efluente do DAFA. Nessa etapa, a pesquisa foi realizada em dois experimentos denominados experimentos 1 (figura 3.5) e experimentos 2 (figura 3.6). A diferença entre os experimentos estava na configuração do sistema Bardenpho. A configuração do sistema no experimento 1 era semelhante a configuração do sistema na primeira etapa da investigação experimental. No experimento 2, o sistema Bardenpho era formado por três reatores, sendo o 1º e o 3º anóxicos e o 2º aeróbio, seguidos de um decantador.

Os sistemas estudados tanto na etapa 1 como na 2, eram constituídos dos seguintes elementos:

- a) sistema de alimentação;
- b) reatores aeróbios e anóxicos;
- c) dispositivos de homogeneização do conteúdo dos reatores;
- d) dispositivo de aeração dos reatores e,
- e) tanque de decantação

a) Sistema de alimentação: para alimentar o sistema com o efluente do DAFA, uma bomba submersa, marca Anauber AN-A, instalada no canal do efluente do DAFA, recalrava o esgoto tratado para um tanque de alimentação com nível constante de 50 litros. O bombeamento era contínuo e, o tanque de alimentação tinha um sifão que permitia o retorno do excedente, por gravidade, para o canal do efluente do Dafa. Esse procedimento impedia que o tanque de alimen-

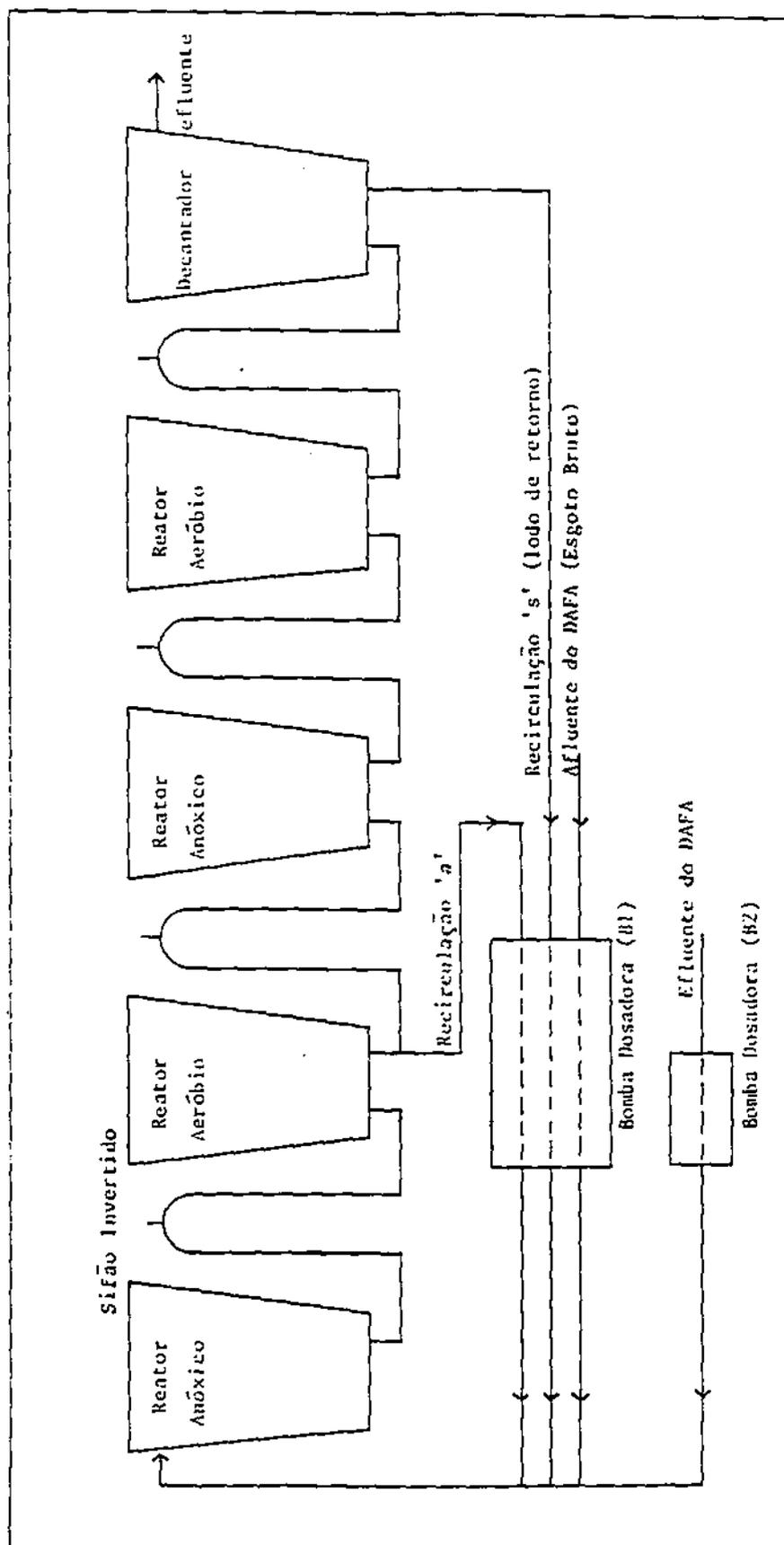


FIGURA 3.5 - ESQUEMA DO SISTEMA BARDENPHO UTILIZADO NA SEGUNDA ETAPA DA INVESTIGAÇÃO EXPERIMENTAL (EXPERIMENTO 1).

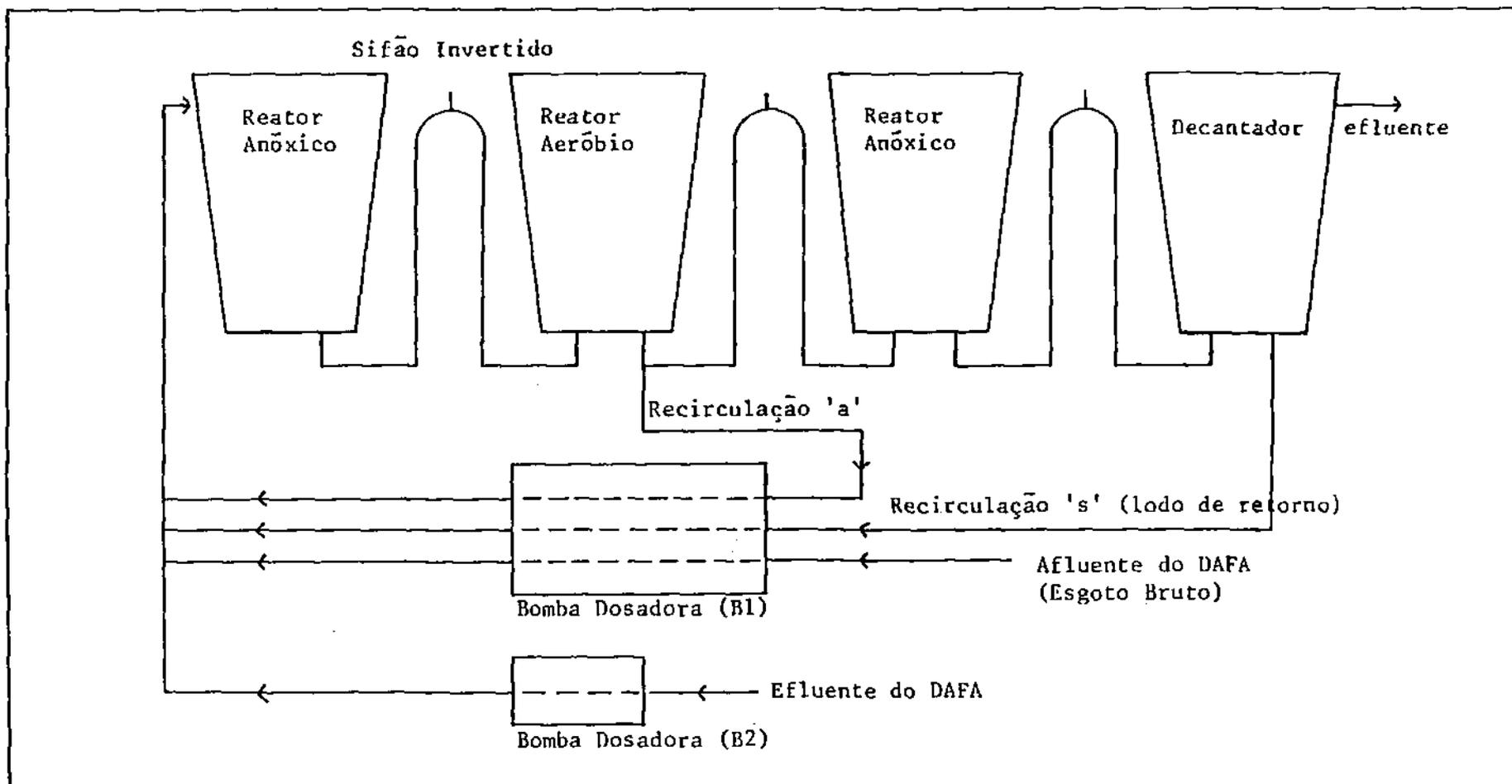


FIGURA 3.6 - ESQUEMA DO SISTEMA BARDENPIO UTILIZADO NA SEGUNDA ETAPA DA INVESTIGAÇÃO EXPERIMENTAL (EXPERIMENTO 2)

tação atuasse como um reator biológico. Uma bomba dosadora (B_2) do tipo peristáltica com cabeçote livre, fazia o bombeamento do tanque de alimentação para o primeiro reator do sistema Bardenpho. Dispunha, essa bomba, de quatro canais, que eram usados na medida em que se tornava necessário aumentar a vazão. Os ciclos de funcionamento das bombas eram controlados eletronicamente por um temporizador. As conexões da bomba dosadora eram feitas com mangueiras plásticas flexíveis do tipo latex.

Para alimentar o sistema Bardenpho com esgoto bruto e, também, fazer a recirculação do licor misto foi usada uma segunda bomba (B_1), também do tipo peristáltica com cabeçote livre. Dispunha essa bomba, de seis canais que foram utilizados na alimentação com: a) esgoto bruto (captada através de sucção no canal de alimentação do DAFA) para o primeiro reator e b) as recirculações "a" e "s", respectivamente do segundo reator para o primeiro reator e do lodo de retorno (do decantador para o primeiro reator). Os ciclos de funcionamento eram controlados eletronicamente por um temporizador, permitindo o controle da vazão em cada canal. As conexões da bomba dosadora eram feitas com mangueiras plásticas flexíveis do tipo latex.

b) Reatores Aeróbios e Anóxicos: tanto os reatores aeróbios como os anóxicos (figura 3.7) eram recipientes plásticos com capacidade máxima de 50 l. O volume do licor misto em cada reator era mantido por meio de um sifão invertido. Procurava-se manter um volume fixo de 40 l tal que a concentração de lodo dentro dos reatores tivesse um valor entre 1.000 mg/l a 3.500 mg/l, pois, nesta faixa, não haveria problemas de sedimentação do lodo no decantador. O licor misto gerado nos reatores era descarregado no decantador.

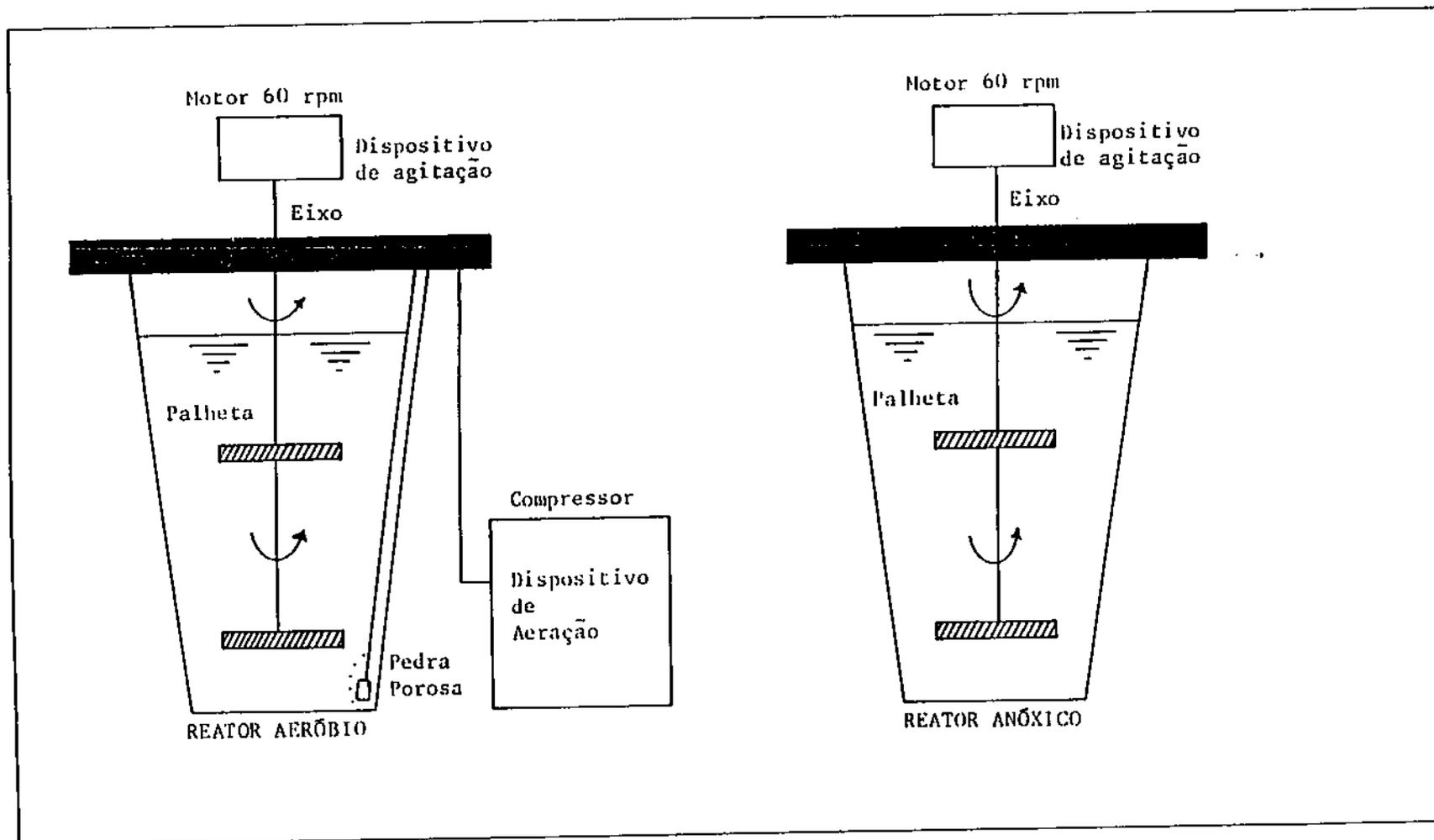


FIGURA 3.7 - REPRESENTAÇÃO DOS REATORES AERÓBIOS E ANÓXICOS

c) Dispositivo de Homogeneização dos Reatores: na parte superior de cada reator estava acoplado um motor de 60 rpm (figura 3.7), que acionava um eixo central de tubo PVC (1/2 polegada de diâmetro) ao qual estavam fixadas duas palhetas de acrílico $20 \times 2\text{cm}^2$. A agitação provocada pelo movimento rotativo da palheta era suficiente para manter os flocos de lodo no reator em suspensão uniforme.

d) Dispositivo de Aeração dos Reatores: a aeração do licor misto nos reatores aeróbios (2º e 4º reatores) era feita com a utilização de um compressor marca Schulz com 1CV de potência. O ar comprimido era conduzido ao fundo do reator por mangueiras plásticas de 5mm de diâmetro, aproximadamente, sendo dispersado através de pedras porosas. O compressor possui uma válvula que permitia regular o teor de oxigênio dissolvido no licor misto, sendo este, mantido entre 2 a 4 mg/l.

e) Tanque de Decantação: o decantador (figura 3.8) , era um recipiente de plástico com capacidade de 50 litros. Dentro do decantador havia uma palheta de borracha com 5,0 cm de largura e comprimento igual ao do decantador. A palheta estava fixada a uma haste, acoplada a um motor com rotação de 2,0 rpm. A suave agitação provocada pela palheta, aumentava a velocidade de sedimentação do lodo e, consequentemente a eficiência de separação sólido-líquido. O lodo decantado era recirculado através da bomba dosadora (B_1). O efluente era descarregado ao nível constante de 40 litros .

3.3 - Procedimento Operacional

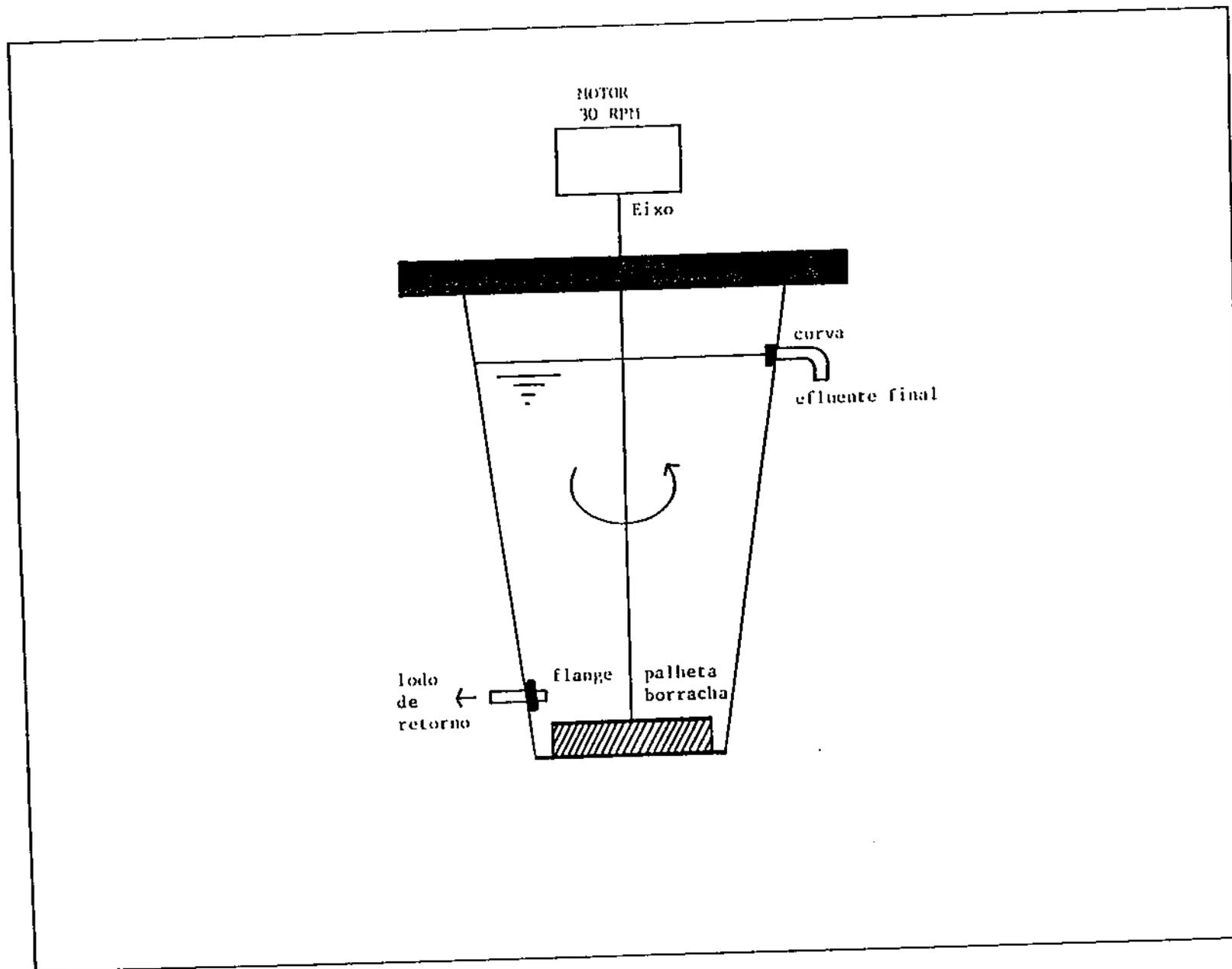


FIGURA 3.8- REPRESENTAÇÃO DO TANQUE DE DECANTAÇÃO

3.3.1 - Desenvolvimento do lodo no licor misto

No início da operação (10/08/89), o sistema Bardenpho foi operado aerobicamente isto é, todos os reatores foram aerados, para a formação do lodo do licor misto. Na alimentação do sistema, obedecia-se o seguinte procedimento:

- a) os quatro reatores eram alimentados simultaneamente com esgoto bruto;
- b) a alimentação era realizada em forma de batelada;
- c) antes da alimentação subsequente, parava-se a agitação e a aeração para que o lodo formado decantasse e;
- d) após a decantação, o sobrenadante (aproximadamente 20 litros) era sifonado e, completava-se novamente os 40 litros com esgoto bruto.

Este procedimento foi sistemático, até que a concentração do lodo dentro do reator atingiu um valor entre 1.000 mg/l a 3.500 mg/l, intervalo onde são melhores as condições de sedimentação.

A partir de 28/08/89, como o lodo apresentava uma concentração em torno de 2.000 mg/l, a aeração dos reatores 1 e 3 foi suspensa, mantendo-se a aeração do 2º e 4º reatores, caracterizando-se, dessa maneira, um sistema Bardenpho.

3.3.2 - Operação do sistema Bardenpho

Após a formação do lodo ativo nos quatro reatores, a operação do sistema Bardenpho transcorreu durante sete me

ses, sendo caracterizada por duas etapas:

a) a primeira etapa, refere-se ao período de 28 de agosto a 30 de outubro de 1989, quando o sistema foi alimentado com o efluente do DAFA.

b) a segunda etapa, refere-se ao período de 6 de novembro de 1989 a 23 de março de 1990, onde o sistema foi alimentado com um esgoto composto. Esta etapa compreendeu dois experimentos, denominados experimentos 1 e 2, com três fases cada um.

3.3.3 - Primeira etapa de operação

Baseado nos trabalhos desenvolvidos por Van Haandel (Ph.D Thesis, 1981) e Catunda e Van Haandel (1987.b) , adotou-se uma idade de lodo de 10 dias que correspondia, no sistema operado, a uma descarga de lodo de excesso de 16 litros por dia. O lodo de excesso era sifonado diariamente , do 4º reator, de uma só vez (figura 3.4). O controle da vazão afluyente (efluente do DAFA) era feito diariamente, tendo-se uma vazão média nesta etapa em torno de 450 l/dia.

Verificou-se, ao longo desta primeira etapa, que o sistema não funcionou a contento devido a baixa concentração de material orgânico no afluyente do sistema Bardenpho (efluente do DAFA).

3.3.4 - Segunda etapa de operação

Nesta etapa o sistema foi alimentado com um esgoto composto constituído por uma fração do afluyente e efluente

do DAFA. O procedimento operacional se desenvolveu através de dois experimentos que se caracterizavam pela configuração do sistema Bardenpho. No experimento 1 o sistema era formado por quatro reatores (figura 3.5) e no experimento 2 por três reatores (figura 3.6). Nos dois experimentos foi mantido a mesma idade de lodo ($R_s = 10$ dias) da 1ª etapa. O controle da vazão do afluente (esgoto composto) do sistema era feita diariamente.

a) Experimento 1 - compreendeu o período de 6 de novembro de 1989 a 26 de janeiro de 1990, dividido em três fases, nas quais variou-se as vazões do esgoto bruto e efluente do DAFA, que formavam o afluente (esgoto composto) do sistema Bardenpho. Essa variação teve como finalidade manter um teor de material orgânico no esgoto composto que atendesse aos objetivos da investigação experimental, tais como: remoção de nutrientes e estabilidade operacional. A descarga de lodo de excesso de 16 litros era dada diariamente e de uma só vez do quarto reator.

a.1) Primeira Fase do Experimento - esta fase compreendeu o período de 6 de novembro a 22 de dezembro de 1989. No início desta fase o sistema ficou um período sem aeração, por problema elétrico. A ausência de oxigênio dissolvido nessa fase fez com que o lodo do licor misto ficasse filamentososo. O lodo filamentososo não sedimenta normalmente, tendendo a flutuar, prejudicando a qualidade do efluente final.

O tratamento do lodo filamentososo foi feito através de aplicação de doses de cloro (água sanitária). Manteve-se durante toda esta fase um valor alto da recirculação "s" ($\sim 2,1$), com a finalidade de diminuir o tempo de permanência do lodo no decantador e minimizar as perdas de lodo através do efluente.

A vazão média do afluente do sistema foi de 360 l/d , sendo 240 l/d do esgoto bruto e 120 l/d do efluente do DAFA.

a.2) Segunda Fase do Experimento 1 - esta fase abrangeu o período de 26 de dezembro de 1989 a 9 de janeiro de 1990. Tendo-se o lodo ainda filamentoso, fez-se o seguinte procedimento:

- intensificou-se a aeração nos reatores aeróbios ($OD \sim 5 \text{ mgO}_2/\text{l}$)
- deu-se uma descarga extra do licor misto (além da descarga normal de lodo de excesso de 16 litros) de 40 litros, proporcional a redução da vazão do esgoto bruto de 240 l/d para 180 l/d (tabela 4.3), ou seja 25 por cento do volume total do sistema Bardenpho.

A redução da vazão do esgoto bruto e a consequente descarga extra do licor misto, nesta fase, teve como objetivo reduzir a massa do lodo filamentoso no sistema Bardenpho.

No final desta fase, observou-se uma melhoria nas condições de sedimentabilidade do lodo no decantador. A vazão média do afluente do sistema Bardenpho foi de 300 l/d, sendo 180 l/d do esgoto bruto e 120 l/d do efluente do DAFA.

a.3) Terceira Fase do Experimento 1 - Esta fase compreendeu o período de 11 a 26 de janeiro de 1990. O lodo se apresentava com boas condições de sedimentação. A vazão média do afluente do sistema Bardenpho foi de 360 l/d, sendo 180 l/d do esgoto bruto e 180 l/d do efluente do DAFA.

O Experimento 1, nesta fase, foi interrompido por apresentar períodos de flotação do lodo no decantador.

b) Experimento 2 - Compreendeu o período de 31 de ja

neiro a 22 de março de 1990, dividido em três fases de operação. A configuração do sistema Bardenpho foi modificada através da eliminação do quarto reator. A razão disso é que nesse reator, onde o licor misto estava sendo reaerado com a finalidade de eliminar o nitrogênio molecular, que poderia prejudicar a eficiência de sedimentação do lodo (flotação) no decantador, na prática, ocorreria um aumento da concentração de nitrato (nitrificação). Esse nitrato formado era reduzido no decantador provocando a flotação do lodo. A descarga de lodo de excesso, com essa modificação, passou a ser de 12 litros, dada diariamente e de uma só vez do terceiro reator.

b.1) Primeira Fase de Operação do Experimento 2 - Esta fase compreendeu o período de 31 de janeiro a 16 de fevereiro de 1990. Nessa fase foi dada uma descarga extra de 40 litros compatível com o volume do quarto reator eliminado. Manteve-se a proporção de 1:1 no esgoto composto (esgoto bruto e efluente do DAFA) da fase anterior (3ª fase do experimento 1).

Este procedimento teve o objetivo de comparar o comportamento da nova configuração do sistema, sem o quarto reator aeróbio, com a configuração da fase anterior.

A vazão média do afluente do sistema Bardenpho foi de 240 l/d, sendo 120 l/d do esgoto bruto e 120 l/d do efluente do DAFA.

b.2) Segunda Fase de Operação do Experimento 2 - Esta fase compreendeu o período de 19 de fevereiro a 3 de março de 1990. Manteve-se durante esta fase uma proporção maior da fração do efluente do DAFA com relação a fração do esgoto bruto, com o mesmo objetivo do experimento 1, que era de pesquisar a melhor proporção entre as frações do es-

goto composto que atendesse a finalidade da investigação experimental.

b.3) Terceira Fase de Operação do Experimento 2 - Esta fase compreendeu o período de 6 a 23 de março de 1990. A finalidade desta fase foi a de aumentar a concentração de nitrato no primeiro reator (reator anóxico) do sistema Bardenpho, pois o mesmo estava sendo operado subcarregado de nitrato. Para carregá-lo de nitrato e conseqüentemente melhorar a eficiência de remoção de nitrato no efluente do sistema Bardenpho, foi necessário aumentar as taxas de recirculações "a" e "s".

A vazão média do afluente do sistema Bardenpho foi de 225 l/d, sendo 105 l/d do esgoto bruto e 120 l/d do efluente do DAFA.

3.4 - Procedimento Analítico

A maioria dos métodos analíticos utilizados na análise das amostras seguiram as recomendações do Standard Methods for The Examination of Water and Wastewater (1985) 16th Edition.

3.4.1 - pH

Foi determinado com o auxílio de medidor de pH tipo micronal, modelo B 278, como eletrodo combinado.

3.4.2 - Oxigênio dissolvido

As medidas desse parâmetro foram feitas com o uso do eletrodo de membrana seletiva de oxigênio acoplado a um medidor YSI, modelo 54 ABF, segundo Standard Methods (1985).

3.4.3 - Taxa de consumo de oxigênio (TOC)

Para a medição da TOC, seguiu-se o procedimento proposto por Van Haandel e Catunda (1982).

3.4.4 - Alcalinidade

Essa determinação seguiu a técnica padrão, segundo o Standard Methods (1985).

3.4.5 - Sólidos suspensos

As análises de sólidos suspensos totais e voláteis foram feitas segundo técnicas padrões do Standard Methods (1985).

3.4.6 - Demanda química do oxigênio (DQO)

As análises de DQO foram feitas segundo técnicas padrões do Standard Methods (1985).

3.4.7 - Temperatura

As leituras de temperatura nas amostras do afluente e efluente foram feitas com o uso de um termômetro de filamento de mercúrio, com escala interna de temperatura variando de 0 a 100^o. As leituras foram feitas na hora da coleta.

3.4.8 - Nitrogênio amoniacal

Para a determinação desse parâmetro foi utilizado o método de Nesslerização (Standard Methods, 1985). As leituras foram feitas num espectrofotômetro modelo SHIMADZU UV - 100 - 01 a 450 nm.

3.4.9 - Nitrato

Para a determinação desse parâmetro foi utilizado o método do ácido cromotrópico de acordo com a técnica descrita no Standard Methods (1985). As leituras foram feitas num espectrofotômetro modelo SHIMADZU UV - 100 - 01 a 410 nm.

3.4.10 - Fósforo

Para a determinação desse parâmetro, na forma de ortofosfato solúvel foi utilizado o método do ácido ascórbico (Standard Methods - 1985). As leituras foram feitas num espectrofotômetro modelo SHIMADZU UV - 100 - 01 a 880nm.

4 - APRESENTAÇÃO E INTERPRETAÇÃO DOS RESULTADOS

As tabelas 4.1 e 4.3, resumem as condições operacionais das duas etapas da investigação experimental. Nas tabelas 4.2, 4.4.1, 4.4.2, 4.4.3, 4.5.1, 4.5.2, 4.5.3 e 4.6 estão listados os valores dos parâmetros analisados e seus respectivos valores médios, correspondentes a primeira e a segunda etapa da investigação experimental. Para o cálculo do balanço de massa e de alcalinidade utilizou-se as equações listadas nas tabelas 2.1, 2.2 e 2.3. A capacidade de desnitrificação foi calculada através das equações das Tabelas 2.4 e 2.5.

Para auxiliar o cálculo foi necessário estabelecer os valores dos parâmetros de massa de lodo - Y_h ; p ; f (Dias, 1982) e o da constante de respiração endógena - b_h (Marais e Ekama, 1976). Os valores são os seguintes:

$$p = 1,56 \text{ mg DQO/mg svS}$$

$$Y_h = 0,45 \text{ mg svS / mg DQO}$$

$$f = 0,20$$

$$b_h = 0,28 \text{ d}^{-1} \text{ para } T = 26^\circ\text{C}$$

4.1 - Interpretação dos Dados Experimentais da Primeira Etapa

Na análise dos dados experimentais da tabela 4.2 observa-se que o sistema não operou a contento. A principal dificuldade era a flotação de lodo, causada pela desnitrificação, no decantador. Esta flotação se tornava cada vez mais séria, devido ao crescente desempenho do DAFA em termos de remoção de matéria orgânica (DQO), que se verificava na mesma época e que causava uma diminuição da concentração da matéria orgânica no afluente do sistema Bardenpho .

Conclui-se que a concentração do material orgânico era insuficiente para manter as condições necessárias para o desenvolvimento do processo de desnitrificação. Desse modo, a investigação experimental mostrou não ser possível tratar o efluente de um DAFA através de um sistema Bardenpho, tendo esse esgoto uma baixa concentração de matéria orgânica.

4.2 - Interpretação dos Dados da Segunda Etapa

Na investigação experimental desta etapa, mais precisamente, procurou-se estabelecer qual a adição mínima de esgoto bruto ao efluente do DAFA para que se possa garantir um desempenho estável do sistema Bardenpho, sem os problemas de flotação do lodo da etapa anterior.

De acordo com os resultados, experimentais desta etapa (tabelas 4.4.1, 4.4.2, 4.4.3, 4.5.1 e 4.5.3), nota-se que a remoção de TKN afluente manteve-se entre 91 a 94 por cento e que a razão TKN/DQO média do afluente variou de 0,1 a 0,13mg N/mg DQO.

A idade de lodo da primeira e segunda fases do expe

rimento 1 não foi controlada porque o lodo se encontrava filamentososo. A eficiência de remoção de nitrogênio (TKN) afluente da segunda fase do experimento 2 (tabela 4.5.2) não apresentou a remoção desejada, talvez devido a alta razão da TKN/DQO média do afluente, em torno de 0,16mg N/ mg DQO, que impossibilitava a completa desnitrificação dentro das condições operacionais desta fase.

As tabelas 4.7, 4.8, 4.9 e 4.10 fornecem, respectivamente, os resultados do balanço de alcalinidade e de massa (para o material orgânico e nitrogenado) e da capacidade de desnitrificação, da segunda etapa da investigação experimental, relativos a terceira fase do experimento 1 e a primeira e terceira fases do experimento 2.

Como exemplo para o cálculo do balanço de massa, do balanço de alcalinidade e da capacidade de desnitrificação, seções 4.3 e 4.4, tomam-se os dados experimentais da terceira fase do experimento 2 (tabelas 4.3, 4.5.3 e 4.6). Na seção 4.5, testa-se a aplicabilidade do modelo de Marais para a remoção biológica de fósforo baseado, também, nos dados experimentais da terceira fase do experimento 2.

4.3 - Balanço de Massa de Material Orgânico, Material Nitrogenado e de Alcalinidade

O balanço de massa de material orgânico, nitrogenado e de alcalinidade do sistema Bardenpho pesquisado, permitiu observar que o sistema operou sob condições estacionárias durante a segunda etapa da investigação experimental. De acordo com os resultados das tabelas 4.7, 4.8 e 4.9, o balanço de massa (material orgânico e nitrogenado) e de alcalinidade fecha dentro de uma faixa de erro experimental não

superior a 10%. Pode-se concluir que o sistema operou dentro de uma faixa de erro plenamente aceitável, portanto os dados experimentais desta etapa são confiáveis.

Para o roteiro do exemplo do cálculo do balanço de massa e de alcalinidade, seções 4.3.1, 4.3.2 e 4.3.3, utilizou-se as equações agrupadas nas tabelas 2.1, 2.2, 2.3 e nos dados experimentais das tabelas 4.3, 4.5.3 e 4.6.

4.3.1 - Exemplo do cálculo para o balanço de alcalinidade

Para fazer o balanço de alcalinidade (tabela 2.3) é necessário determinar a relação entre a variação da alcalinidade experimental (alcalinidade potenciométrica) e a variação da alcalinidade teórica (alcalinidade devido aos efeitos combinados da amonificação, nitrificação e desnitrificação). Segue-se o roteiro abaixo:

1. cálculo da variação da alcalinidade experimental, (ALC)

Δ ALCa = alcalinidade potenciométrica do afluente, em mg CaCO_3/l

ALCe = alcalinidade potenciométrica do efluente, em mg CaCO_3/l

ALCa = 372,6 mg CaCO_3/l

ALCe = 174,5 mg CaCO_3/l

Δ (ALC) = ALCa - ALCe = 198,1mg CaCO_3/l

2. variação da alcalinidade teórica, $\Delta(\text{ALC})_t$

$$\Delta(\text{ALC})_t = 3,57 (N_{ai} - N_{ni} - N_{ae} + N_{ne})$$

Substituindo-se os valores (tabelas 4.5.3 e 4.6) ,
temos:

$$\Delta(\text{ALC})_t = 3,57 (59,5 - 0,5 - 3,6 + 1,8)$$

$$\Delta(\text{ALC})_t = 204,2 \text{mg CaCO}_3$$

3. relação entre $\Delta(\text{ALC})$ e $\Delta(\text{ALC})_t$

$$\Delta(\text{ALC}) / \Delta(\text{ALC})_t = 0,97 \text{ ou } 97 \text{ por cento}$$

4.3.2 - Exemplo do cálculo do balanço de massa para
o material nitrogenado

Segue-se a seguinte sequência de cálculo:

1. cálculo do fluxo médio do nitrogênio no lodo de
excesso, $\overline{\text{MNl}}$

$$\overline{\text{MNl}} = f_n \cdot q \cdot X_v \quad (2.28)$$

Onde:

$$f_n = 0,1 \text{mg TKN/mg svs (Marais e Ekama, 1976)}$$

$$\overline{\text{MNl}} = 0,1 \cdot 12 \cdot 1960 = 2,35 \text{g N/d}$$

2. cálculo do fluxo médio de nitrogênio no efluente
e na fase líquida do lodo de excesso, $\overline{\text{MNte}}$

$$\overline{\text{MNte}} = Q_i \cdot N_{te} \quad (2.29)$$

$$\overline{\text{MNte}} = 225.5,6 = 1,26 \text{g N/d}$$

3. cálculo do fluxo médio do nitrato descarregado do sistema Bardenpho

$$\overline{MNne} = Q_i \cdot \overline{Nne} \quad (2.30)$$

$$\overline{MNne} = 225 \cdot 1,8 = 0,405 \text{ g N/d}$$

4. cálculo do fluxo médio total de nitrato desnitrificado, \overline{MNd} .

Felos dados da tabela 4.5.3, observa-se que a desnitrificação ocorre nos reatores anóxicos (primeiro e terceiro reatores) e no decantador. Nestas três unidades do sistema Bardenpho a concentração de nitrato diminui.

a) cálculo do fluxo médio de nitrato desnitrificado no primeiro reator, \overline{MNd}_1

Para determinar a diminuição da concentração de nitrato no primeiro reator, deve-se calcular primeiramente a concentração composta de nitrato na vazão de entrada, \overline{Nno} .

$$\overline{Nno} = aNn_2 + s \cdot Nne + Nni / a + s + 1 \quad (2.31)$$

Onde:

'a' e 's' são recirculações

$$a = Q_r / Q_i = 945 / 225 = 4,2$$

$$s = Q_d / Q_i = 315 / 225 = 1,4$$

Substituindo-se os valores (tabela 4.6), temos:

$$\overline{Nno} = 5,8 \text{ mg N/l}$$

A concentração de nitrato no efluente do primeiro reator é igual a concentração dentro do mesmo (reator completamente misturado) ou seja, 1,0mg N/l (tabela 4.6). Dessa forma, a diminuição média da concentração de nitrato no primeiro reator é determinada por:

$$\bar{Nn}_1 = \bar{Nno} - \bar{Nn}_1 = 5,8 - 1,0 = 4,8 \text{ mg N/l}$$

O fluxo médio de nitrato desnitrificado no primeiro reator é dado por:

$$\overline{MNd}_1 = \bar{Nn}_1 \cdot (Q_i + Q_r + Q_d) \quad (2.32)$$

$$\overline{MNd}_1 = 4,8 (225 + 315 + 945) = 7,13 \text{ g N/d}$$

b) cálculo do fluxo médio de nitrato desnitrificado no terceiro reator, \overline{MNd}_3

$$\overline{MNd}_3 = (\bar{Nn}_2 - \bar{Nn}_3) \cdot (Q_i + Q_d) \quad (2.33)$$

$$\overline{MNd}_3 = (8,4 - 2,9) \cdot (225 + 315)$$

$$\overline{MNd}_3 = 2,97 \text{ g N/d}$$

c) cálculo do fluxo médio de nitrato desnitrificado no decantador, \overline{MNdd}

$$\overline{MNdd} = (\bar{Nn}_3 - \bar{Nn}_1) \cdot (Q_i + Q_d) \quad (2.34)$$

$$\overline{MNdd} = (2,9 - 1,8) \cdot (225 + 315)$$

$$\overline{MNdd} = 0,59g \text{ N/d}$$

O fluxo médio total de nitrato desnitrificado é dado por:

$$\overline{MNd} = \overline{MNd}_1 + \overline{MNd}_3 + \overline{MNdd} \quad (2.35)$$

$$\overline{MNd} = 7,13 + 2,97 + 0,59 = 10,69g \text{ N/d}$$

5. cálculo do fluxo médio do material nitrogenado que entra no sistema Bardenpho, \overline{MNi} .

$$\overline{MNi} = Q_i (N_{ti} + N_{ni}) \quad (2.27)$$

$$\overline{MNi} = 225 (66,12 + 0,5)$$

$$\overline{MNi} = 14,99g \text{ N/d}$$

6. cálculo do fluxo médio total de nitrogênio que deixa o sistema Bardenpho, \overline{MNsai} .

$$\overline{MNsai} = \overline{MNl} + \overline{MNte} + \overline{MNne} + \overline{MNd} \quad (2.36)$$

Substituindo, temos:

$$\overline{MNsai} = 14,705g \text{ N/d}$$

7. cálculo do fator de recuperação do material nitrogenado, B_n .

Comparação do valor de \overline{MNsai} com \overline{MNi}

$$\overline{B_n} = \overline{MNsai} / \overline{MNi} \quad (2.37)$$

$$\overline{B_n} = 0,975$$

4.3.3 - Exemplo do cálculo do balanço de massa para o material orgânico

Para se fazer o balanço de massa do material orgânico (tabela 2.2) é necessário que se determine primeiro a influência de nitrificação e desnitrificação sobre esse balanço. O fluxo de nitrato produzido pela nitrificação se calcula como:

$$\overline{MNc} = \overline{MNti} - \overline{MNte} - \overline{MNe} \quad (2.46)$$

Então, substituindo-se os valores (seção 4.3.2), temos:

$$\overline{MNc} = 14,87 - 1,26 - 2,35 = 11,26 \text{ g N/d}$$

Onde:

$$\overline{MNti} = Q_i \cdot \overline{Nti} = 14,87 \text{ g N/d}$$

O oxigênio necessário para a nitrificação é igual a:

$$\overline{MOn} = 4,57 \overline{MNc} \quad (2.45)$$

$$\overline{MOn} = 4,57 \cdot 11,26 = 51,45 \text{ g O/d}$$

A massa diária total de oxigênio consumida é dada pelos produtos das taxas de consumo de oxigênio e volume dos reatores aeróbios.

$$\overline{MOt} = V_r \cdot O_c \quad (2.44)$$

$$\overline{MOt} = 40,82 \cdot 2,24$$

$$\overline{MOt} = 78,912 \text{ g O/d}$$

Portanto, o fluxo médio de oxigênio consumido para a oxidação do material orgânico é dado como:

$$\overline{MOc} = \overline{MOt} - \overline{MOn} \quad (2.43)$$

$$\overline{MOc} = 27,46 \text{ O/d}$$

O fluxo médio de material orgânico oxidado pelo nitrato é igual ao fluxo de oxigênio equivalente:

$$\overline{MOeq} = 2,86 \cdot \overline{MNd} \quad (2.47)$$

$$\overline{MOeq} = 2,86 \cdot 10,69 = 30,57g \text{ O/d}$$

O fluxo médio total de material orgânico no sistema é calculado como:

$$\overline{MSo} = \overline{MOc} + \overline{MOeq} \quad (2.48)$$

$$\overline{MSo} = 58,03g \text{ O/d}$$

Após estas determinações, segue-se os seguintes passos para o cálculo do balanço de massa do material orgânico.

1. cálculo do fluxo médio de material orgânico no afluente, \overline{MSti}

$$\overline{MSti} = Qi \cdot Sti \quad (2.49)$$

$$\overline{MSti} = 225.532 = 119,7g \text{ O/d}$$

2. cálculo do fluxo médio de material orgânico no efluente, \overline{MSte}

$$\overline{MSt_e} = Q_i \cdot \overline{Ste} \quad (2.50)$$

$$\overline{MSt_e} = 225 \cdot 96,5 = 21,71g \text{ O/d}$$

3. cálculo do fluxo médio de material orgânico no lodo de excesso, \overline{MSl}

$$\overline{MSl} = p \cdot q \cdot \overline{Xv} \quad (2.51)$$

$$\overline{MSl} = 1,56 \cdot 12 \cdot 1960 = 36,69g \text{ O/d}$$

4. cálculo do fluxo médio total de material orgânico que deixa o sistema, \overline{MSai}

$$\overline{MSai} = \overline{MSt_e} + \overline{MSl} + \overline{MSo} \quad (2.52)$$

$$\overline{MSai} = 116,43g \text{ O/d}$$

5. cálculo do fator de recuperação do material orgânico, \overline{Bo}

$$\overline{Bo} = \overline{MSai} / \overline{MSt_i} \quad (2.53)$$

$$\overline{Bo} = 0,97$$

4.4 - Capacidade de Desnitificação

Da tabela 4.10, observa-se que a capacidade de desnitificação do reator pré-D é maior do que a do reator pós-D, isto é, a reatividade do reator pré-D, em termos de massa de nitrato removido por unidade de volume de reator, é muito maior do que o reator pós-D.

Por outro lado, a remoção de nitrato no sistema \overline{Bar}

denpho será igual à capacidade de desnitrificação somente se o transporte de nitrato para os reatores anóxicos for suficiente. No caso do reator pós-D, observa-se pelos valores da capacidade de desnitrificação teórica (remoção máxima de nitrato que pode ser removida nos reatores anóxicos baseada na cinética de desnitrificação) e prática (remoção de nitrato calculada a partir das condições operacionais do sistema) que isto sempre ocorrerá. No caso do reator pré-D, a disponibilidade de nitrato depende das taxas de recirculações "a" e "s". Na segunda etapa da investigação experimental (3ª fase do experimento 2) para incrementar nitrato no reator pré-D, foi necessário aumentar estas taxas de recirculações.

Para o roteiro do cálculo, a seguir, da capacidade de desnitrificação, utilizou-se basicamente as equações agrupadas nas tabelas 2.4 e 2.5 e os dados experimentais das tabelas 4.3, 4.5.3 e 4.6.

4.4.1 - Exemplo do cálculo da capacidade de desnitrificação, DCC

a) cálculo da capacidade de desnitrificação no reator pré-D

. capacidade de desnitrificação teórica

$$DC_1 = (\alpha + K_2 \cdot Cr \cdot fx_1) \cdot S_{bi} \quad (2.55)$$

cálculos dos parâmetros:

1. $\alpha = 0,028 \text{ mg N.mg DQO}^{-1}$ (Van Haandel e Marais, 1981)

$$2. K_2 = 0,158 \text{mg N.mg Xa}^{-1} \cdot \text{d}^{-1} \quad \text{para } T = 26^\circ \text{C} \quad (2.63)$$

$$3. Cr = Y_h \cdot R_s / (1 + b_h \cdot R_s) = 1,114$$

$$4. fx_1 = V_r \text{ pré-D} / v_r \text{ total} = 40/120 = 0,33$$

5. para o cálculo do 'Sbi' utilizou-se as seguintes equações:

$$. Sbi = (1 - fus - P \cdot fup) \cdot Sti \quad (2.39)$$

$$. fus = Ste / Sti = 96,5 / 532 = 0,18 \text{mg DQO} / \text{mg DQO} \quad (2.38)$$

$$. fup = 0,068 \text{mg svs/mg DQO} \quad (2.40)$$

Substituindo-se os valores, temos:

$$Sbi = (1 - 0,18 - 1,56 \cdot 0,068) \cdot 532 = (379,8 \text{mg N/l})$$

Substituindo-se os parâmetros na equação (2.55), temos:

$$DC_1 = (0,028 + 0,158 \cdot 1,114 \cdot 0,33) \cdot 379,8$$

$$DC_1 = 32,69 \text{mg N.l}^{-1}$$

Capacidade de desnitrificação prática

$$DC_1 = (\overline{Nno} - \overline{Nn_1}) \cdot (a + s + 1) \quad (2.56)$$

Então:

$$DC_1 = (5,8 - 1,0) \cdot (4,2 + 1,4 + 1,0)$$

$$DC_1 = 31,68 \text{mg N.l}^{-1}$$

b) cálculo da capacidade de desnitrificação no reator pós-D

. capacidade de desnitrificação teórica

$$DC_3 = K_3 \cdot Cr \cdot fx_3 \cdot Sbi \quad (2.57)$$

. cálculo dos parâmetros

$$1. K_3 = 0,095 \text{ mg N.mg Xa}^{-1} \cdot \text{d}^{-1} \quad (2.64)$$

$$2. fx_3 = fx_1 = 0,33$$

Substituindo-se os valores na equação (2.57), temos:

$$DC_3 = 0,095 \cdot 1,114 \cdot 0,33 \cdot 379,28$$

$$DC_3 = 13,2 \text{ mg N.l}^{-1}$$

. capacidade de desnitrificação prática

$$DC_3 = (\bar{Nn}_2 - \bar{Nn}_3) \cdot (s+1) \quad (2.58)$$

$$DC_3 = (8,4 - 2,9) \cdot 2,4 = 13,2 \text{ mg N.l}^{-1}$$

No exemplo acima (3ª fase do experimento 2) há uma ótima correlação entre os valores teóricos e experimentais da capacidade de desnitrificação, tanto no reator pré-D (32,69 e 31,68mgN/l, respectivamente) como no reator pós-D (ambos 13,2mg N.l⁻¹). Conclui-se que o modelo que levou ao desenvolvimento do conceito da capacidade de desnitri-

ficação se aplica perfeitamente para descrever a remoção de nitrogênio no sistema Bardenpho sob as condições que prevaleceram durante a 3ª fase do experimento 2 da investigação experimental.

4.5 - Aplicação do Modelo de Remoção Biológica de Fósforo Proposto por Marais

A concentração de fósforo descarregada como lodo de excesso, baseada nos dados experimentais da terceira fase do experimento 2 (tabelas 4.3 e 4.5.3), é calculada a partir da equação abaixo:

$$PI = [(1-f_{us}-P.f_{up}).(f_{pa}+f_{pn}.f.bh.Rs).Cr/Rs+f_{up}/p.f_{pn}].Sti \quad (2.25)$$

Estabelecendo para o cálculo os valores normais de f_{pa} e f_{pn} (0,06mg P/mg X_a e 0,02mg P/mg X_v , respectivamente) e os de parâmetros de massa de lodo (f, Y_h, p), temos:

. valores dos parâmetros de lodo,

$$f_{pa} = 0,06 \text{mg P/mg } X_a$$

$$f_{pn} = 0,02 \text{mg P/mg } X_v$$

$$f = 0,2$$

$$Y_h = 0,45 \text{mg svs/mg DQO}$$

$$p = 1,56 \text{mg DQO/mg } x_{vs}$$

. valores dos parâmetros relacionados com a composição de material orgânico afluyente (calculado na seção 4.4.1)

$$f_{us} = 0,18 \text{mg DQO/mg DQO}$$

$$f_{up} = 0,068 \text{mg svvs/mg DQO}$$

Substituindo-se os parâmetros acima, as variáveis R_s e St_i (tabelas 4.3 e 4.5.3) e a constante de respiração endógena ($b_h = 0,28 \text{d}^{-1}$) na equação 2.25, calcula-se que a remoção biológica de fósforo, " P_1 ", é igual a $3,7 \text{mg P/l}$, correspondente a uma fração em torno de $0,0069 \text{mg P/mg DQO}$.

Este valor é bem inferior quando comparado com a remoção biológica de fósforo observada, tabela 4.5.3, na investigação experimental. O valor de " P_1 " observado é igual a $7,9 \text{mg/l}$ que corresponde a uma fração em torno de $0,0148 \text{mg P/mgDQO}$.

Comparando o valor estabelecido de f_{pa} ($0,06 \text{mg P/mg X}_a$) com o valor calculado de f_{pa} ($0,16 \text{mg P/mg X}_a$) a partir da remoção de fósforo observada ($P_1 = 7,9 \text{mg P/l}$), conclui-se que aparentemente o pré-tratamento anaeróbio facilita a absorção de fósforo na fração ativa de lodo ativado nos reatores aeróbios e anóxicos no sistema Bardenpho. Portanto, o modelo de Marais não se aplica para as condições operacionais prevaescentes na investigação experimental, pois de acordo com a equação (2.25), o modelo prevê uma remoção biológica de fósforo bem menor ($P_1 = 3,7 \text{mg P/l}$ com $f_{pa} = 0,06 \text{mg P/mg X}_a$) quando comparada com a remoção observada ($P_1 = 7,9 \text{mg/l}$ com $f_{pa} = 0,16 \text{mg P/mg X}_a$).

4.6 - Tabelas

TABELA 4.1
Parâmetros Operacionais Durante a Primeira Etapa da
Investigação Experimental com o Sistema Bardenpho

Parâmetros	Valor
Volume dos Reatores	4x40 l
Vazão Média do Afluente	450 l/d
Vazão do lodo de Retorno	470 l/d
Vazão de Recirculação do 2º Reator para o 1º Reator	910 l/d
Vazão do lodo de Excesso	16 l/d
Temperatura Média	25,5°C
Idade do lodo	10d
Período de Investigação Experimental	28/08/89 a 31/10/89

TABELA 4.2
Valores Médios (Semanais) dos Parâmetros Analisados Durante a 1ª Etapa da Investigação Experimental

Mês	Número de Semanas (N)	DQO (mgO ₂ /l)		Alcalinidade (mgCaCO ₃ /l)		NH ₄ -N (mgN/l)		XV (mgSSV/l)
		A	E	A	E	A	E	Licor Misto
S								
E	1	525.5	115	360.5	247	66.9	21.7	2320
T								
E	2	426.5	88.6	350	225	46	12.5	2250
M								
B	3	406	104.8	395	192.5	56.7	7.5	1870
R								
O	4	510.5	97	385	155	78.7	6.6	1950
O	5	344	146	407	230	58.6	17	1213
U								
T	6	384	96	406	240	57	31.5	1115
U								
B	7	219.5	149	378.5	208	50.5	19.5	980
R								
O	8	228	119	389	218	59	29	920

TABELA 4.3
Valores dos Parâmetros Operacionais Durante a 2ª Etapa da Investigação Experimental
com o Sistema Bardenpho

Parâmetros Operacionais	Experimentos					
	Tipo 1			Tipo 2		
	1: Fase	2: Fase	3: Fase	1: Fase	2: Fase	3: Fase
Volume dos Reatores (l/d)	4x40	4x40	4x40	3x40	3x40	3x40
Vazão Afluente (l/d)						
(Esgoto Composto)	360	300	360	240	300	225
Vazão Efluente do						
DAFA (l/d)	240	180	180	120	120	105
Vazão Afluente do						
DAFA (l/d)	120	120	180	120	180	120
Vazão do lodo de						
Retorno (l/d)	1150	1120	1120	696	960	945
Vazão de Recirculação (l/d)	760	740	740	480	360	315
Vazão do lodo de						
excesso (l/d)	16	16	16	12	12	12
Idade de lodo (d)	—	—	10	10	10	10
Período de cada fase						
do Experimento	6/11 a 22/12/89	26/12 a 09/01/90	11/01 a 26/01/90	31/01 a 16/02/90	14/02 a 03/03/90	06/03 a 23/03/90

*1 A temperatura manteve-se durante os experimentos em torno de 26°C.

TABELA 4.4.1
Valores dos Parâmetros Analisados Durante a 2ª Etapa (1ª Fase do Experimento 1)
e Seus Respetivos Valores Médios (VM)

Número de Testes (N)	DQO (mg/l)		Oc. L. Misto (mg/l/h)		Alcalinidade (mgCaCO ₃ /l)		NH ₃ -N (mgN/l)		TKN (mgN/l)		PO ₄ ³⁻ (S) (mgP/l)		XV (mgssv/l)
	A	E	2R	4R	A	E	A	E	A	E	A	E	Licor Misto
1	700	75	99	51	368,5	180,5	59	4,2	65,5	6,2	—	—	2368
2	635	63	84	48	475	227	72	4,5	80,5	6,4	10,5	2,4	2284
3	870	71	93	12	339	181	63	2,3	70,5	4,1	—	—	2485
4	762	40	90	57	331	192	60	3,3	67,0	5,2	—	—	2390
5	670	41	78	36	451	214	78,5	5,0	85,0	6,5	11,5	1,3	2530
6	785	76	81	42	380	165	77	2,3	85,7	4,0	—	—	2767
7	839	70	90	60	376	178	57	4,2	64,0	3,0	—	—	2546
8	711	64	87	42	447	197	75	2,3	83,5	3,5	10,6	2,9	2656
9	640	40	81	51	397	219	62	3,0	69,0	5,1	7,4	1,9	2616
10	746	89	81	57	446	205	77	6,1	85,7	7,2	—	—	2562
11	700	55	87	48	455	212	55	5,6	61,5	7,5	—	—	2816
12	738	70	84	48	438	185	78	3,2	87,0	5,2	13	1,4	2.796
VM	733	63	86,2	46	408,6	196,3	67,8	3,8	75,7	5,4	10,6	1,9	2568

TABELA 4.4.2
Valores dos Parâmetros Analisados Durante a 2ª Etapa (2ª Fase do Experimento 1)
e Seus Respetivos Valores Médios (VM)

Número de Testes (N)	DQO (mg/l)		Oc. L. Misto (mg/l/h)		Alcalinidade (mgCaCO ₃ /l)		NH ₃ -N (mgN/l)		TKN (mgN/l)		PO ₄ ⁻³ (S) (mgP/l)		XV (mgssv/l)
	A	E	2R	4R	A	E	A	E	A	E	A	E	
1	470	40.5	75	33	421	191	68.5	2.7	78	4.7	6.7	0.5	2540
2	454	58	81	42	407	192	67	2.7	76	4.5	7.3	2.2	2480
3	550	63	84	36	435	178	72	1.3	81.5	3.2	—	—	2310
4	485	70	78	44	420	187	—	—	—	—	—	—	—
5	565	76	81	48	421	198	49.5	4.2	56.5	6.3	10.3	1.8	2425
6	603	60	90	45	430	221	55	2.4	63	4.4	—	—	2338
7	537	88	78	42	425	201	—	—	—	—	—	—	—
8	540	72	87	48	415	187	66	1.3	75	3.5	10.3	1.2	2450
9	690	65.5	84	48	395	195	60.5	3.2	69	5.0	—	—	2553
10	456	61	87	42	429	195	64.5	1.8	73.5	3.9	11	2.4	2475
VM	535	65.4	82.5	42.8	419.8	194.5	62.9	2.5	71.5	4.4	9.2	1.6	2446

TABELA 4.4.3
Valores dos Parâmetros Analisados Durante a 2ª Etapa (3ª Fase do Experimento 1)
e Seus Respectivos Valores Médios (VM)

Número de Testes (N)	DQO (mg/l)		Oc. L. Misto (mg/l/h)		Alcalinidade (mgCaCO ₃ /l)		NH ₃ -N (mgN/l)		TKN (mgN/l)		PO ₄ ⁻³ P (mgP/l)		XV (mgssv/l)
	A	E	2R	4R	A	E	A	E	A	E	A	E	Licor Misto
1	587	54	96	63	453,5	207	75	4,2	81,5	6,2	11,5	0,5	2698
2	635	65	99	54	425	188	73,7	2,3	83,0	5,3	—	—	2556
3	584	69	102	69	421,5	195	67,9	2,5	76,0	4,5	10,9	0,6	2672
4	607	74	96	66	453,5	210,7	80,5	5,1	89,5	7,1	10,2	1,0	2358
5	670	44	108	63	438	199,8	—	—	—	—	—	—	2446
6	593	70	96	54	467	214,6	59,4	3,5	66,5	5,5	9,7	2,7	2450
7	490	48	99	69	410	189	67	4,6	75,0	6,2	—	—	2362
8	680	78	96	48	412	182	66	3,3	73,5	4,8	10,3	1,7	2490
9	469	43	102	63	452	185,5	67	3,6	74,0	5,3	—	—	2570
10	590	73	99	48	442,5	192	70,5	3,8	79,0	5,4	—	—	2920
11	580	65	93	51	435	185	—	—	—	—	—	—	2580
12	483	54	102	75	452	207	73	4,1	82,0	6,5	12,8	3,7	2378
VM	580,7	61,4	99	60	438,5	196,5	70	3,7	78	5,7	10,9	1,7	2540

TABELA 4.5.1
Valores dos Parâmetros Analisados Durante a 2ª Etapa (1ª Fase do Experimento 2)
e Seus Respetivos Valores Médios (VM)

Número de Testes (N)	DQO (mg/l)		Oc. L. Misto (mg/l h)	Alcalinidade (mgCaCO ₃ /l)		NH ₃ -N (mgN/l)		TKN (mgN/l)		PO ₄ ³⁻ (P) (mgP/l)		XV (mgssv/l)
	A	E	2R	A	E	A	E	A	E	A	E	Licor Misto
1	464	40.5	75	403	196.5	61.5	3.9	69.0	5.9	—	—	1966
2	556	58	90	390	185.5	62.6	2.3	70.0	4.6	10	1.0	2262
3	574	63	87	393	191.5	58	2.4	64.0	4.7	—	—	2480
4	496	60	93	404	199	59.5	3.7	66.5	5.2	6.9	0.5	2418
5	515	70	90	410	198	60	4.2	67.0	6.5	6.7	0.8	2320
6	610	88	93	410.5	201	55	3.8	61.5	5.2	—	—	2670
7	480	62	84	432.5	195.5	60	4.2	66.0	6.2	9.5	1.2	2580
8	520	72	90	386	195	59	3.8	67.0	5.9	—	—	2530
9	567	66	99	376	192	57.5	3.3	64.0	5.7	10.2	1.5	2485
10	618	74.5	87	405	203	66.9	4.4	75.5	6.1	—	—	2289
VM	540	65.4	90	401	195.7	60	3.6	67.05	5.6	8.7	1.0	2400

TABELA 4.5.2
 Valores dos Parâmetros Analisados Durante a 2ª Etapa (2ª Fase do Experimento 2)
 e Seus Respectivos Valores Médios (VM)

Número de Testes (N)	DQO (mg/l)		Oc. L. Misto (mg/l/h)	Alcalinidade (mgCaCO ₃ /l)		NH ₃ -N (mgN/l)		TKN (mgN/l)		PO ₄ ⁻³ P (mgP/l)		XV (mgSSV/l)
	A	E	2R	A	E	A	E	A	E	A	E	Lícor Misto
1	420	93	63	365	221	66.7	14.8	75.0	16.8	6.4	2.3	1640
2	502	84	66	418	247	63	18.7	74.0	21.0	—	—	1920
3	475	135	54	381	230	66.4	24.6	73.5	26.6	7.8	3.3	1830
4	433	129	57	430	272	70.6	36	77.5	38.5	—	—	1697
5	450	75	66	407	310	70.2	27.4	78.0	30	7.9	3.8	1970
6	385	108	54	411	315	68.4	26.8	75.5	29.5	—	—	1670
7	470	96	69	419	275	73.3	28.4	80.0	30	—	—	1802
8	525	104	63	409	280	65.8	31	76.5	33	8.4	3.6	1730
VM	457.5	103	61.5	405	268	68.3	25.9	76.2	28	7.6	3.3	1782

TABELA 4.5.3
Valores dos Parâmetros Analisados Durante a 2ª Etapa (3ª Fase do Experimento 2)
e Seus Respectivos Valores Médios (VM)

Número de Testes (N)	DQO (mg/l)		Od. L. Misto (mg/l/h)	Alcalinidade (mgCaCO ₃ /l)		NH ₃ -N (mgN/l)		TKN (mgN/l)		PO ₄ ⁻³ (P) (mgP/l)		XV (massv/l)
	A	E	2R	A	E	A	E	A	E	A	E	Lícor Misto
1	465	89	78	378	174	60	4,2	66,7	6,2	6,4	0,5	1996
2	540	97,5	81	355	181	36	4,2	62,3	5,9	—	—	2016
3	628	104	84	412	19,3	60,5	2,3	67,4	4,0	7,8	0,8	1985
4	510	102	75	369	181	58	3,2	64,5	5,4	—	—	1890
5	580	98	87	363	176	59	3,5	65,6	5,5	8,8	1,3	2055
6	465	85	90	373	172	60,5	2,8	67,4	4,8	—	—	1790
7	555	106	81	390	161	62	4,4	68,9	6,6	—	—	2050
8	592	98	84	378	175	58,5	2,9	65	4,9	10,3	1,6	1810
9	476	86,5	78	358	159	59	4,6	65,6	6,8	1,1	1,2	2116
10	509	99	84	350	173	61	3,9	67,8	5,9	—	—	1892
VM	532	96,5	82,2	372,6	174,5	59,5	3,6	66,12	5,6	8,9	1,0	1960

TABELA 4.6
 Valores Médios da Concentração do Nitrato ($\text{NO}_3\text{-N}$) em mgN/l na
 2ª Etapa da Investigação Experimental com o Sistema Bardenpho

Amostras	Experimento 1			Experimento 2		
	1ª Fase	2ª Fase	3ª Fase	1ª Fase	2ª Fase	3ª Fase
Afluente	0,9	0,6	0,3	0,4	0,5	0,5
1º Reator	0,4	0,45	0,5	0,5	0,45	1,0
2º Reator	0,4	1,5	6,8	7,9	2,5	8,4
3º Reator	0,2	0,42	2,5	3,1	0,45	2,9
4º Reator	0,39	1,0	7,5	—	—	—
Efluente	0,43	0,5	2,9	2,1	0,4	1,8

TABELA 4.7
 Balanço de Alcalinidade da 2ª Etapa da Investigação Experimental

Alcalinidade (mgCaCO ₃ /l)	Experimentos		
	Tipo 1		Tipo 2
	3ª Fase	1ª Fase	3ª Fase
Alcalinidade Afluente	438,5	401	372,6
Alcalinidade Effluente	196,5	195,7	174,5
Variação da Alcalinidade	242	205,3	198,1
Variação da Alcalinidade Teórica	245,9	207,4	204,2
Razão entre as Alcalinidades Teórica e Prática	0,983	0,989	0,97

TABELA 4.8
 Balanço de Massa para o Material Orgânico da 2ª Etapa da Investigação Experimental

Fluxo Médio do Material Orgânico (gDQO/l)	Experimentos		
	Tipo 1	Tipo 2	
	3ª Fase	1ª Fase	3ª Fase
MS _{te}	22,1	15,7	21,71
MS _I	63,39	44,93	36,69
MS _o	105,38	60,38	58,03
MS _{ai}	190,87	121,01	116,43
MS _{ti}	209,05	129,6	119,7
$\beta_o = \frac{MS_{ai}}{MS_{ti}}$	0,913	0,933	0,972

TABELA 4.9
Balanço de Massa para o Material Nitrogenado

Fluxo Médio do Material Nitrogenado (g N/d)	Experimentos		
	Tipo 1	Tipo 2	
	3: Fase	1: Fase	3: Fase
MN _{te}	2,05	1,34	1,26
MNI	4,06	2,88	2,35
MN _{ne}	1,04	0,576	0,405
MNd	18,58	9,85	10,69
MNsai	25,73	14,65	14,705
MNi	28,18	16,1	14,99
$\beta_n = \frac{MNsai}{MNI}$	0,913	0,905	0,98

TABELA 4.10
 Valores da Capacidade de Desnitrificação (DC) Prática e Teórica da
 2ª Etapa da Investigação Experimental

Capacidade de Desnitrificação (mg N/l) DC	Experimentos								
	Tipo 1			Tipo 2					
	3ª Fase			1ª Fase			3ª Fase		
	1. Reator	3. Reator	Total	1. Reator	3. Reator	Total	1. Reator	3. Reator	Total
Teórica	34.9	12.9	47.8	35.7	14.53	50.23	32.69	13.2	45.89
Prática	24.15	12.9	37.05	24.54	14.4	38.94	31.68	13.2	44.88

5 - DISCUSSÃO

5.1 - Introdução

Apresenta-se neste capítulo duas maneiras de enfoc^ocar o modelo de otimizaçã^o de um sistema híbrido de tratamento de esgoto (sistema Bardenpho com pré-tratamento anaerób^{io}) para a remoçã^o de nutrientes.

O desenvolvimento teóric^o dos modelos de otimizaçã^o foi baseado nas condições prevalescentes da 3ª fase do experimento 2 (tabelas 4.3, 4.5.3 e 4.6) da investigação experimental, por causa dos melhores resultados obtidos em termos de balanço de material (tabelas 4.8, 4.9 e 4.10) e de capacidade de desnitrificaçã^o (tabela 4.11), demonstrados no capítul^o anterior.

Fara otimizar os resultados da investigação experimental, tomou-se como base o modelo teóric^o de "otimizaçã^o de sistemas de nitrificaçã^o e desnitrificaçã^o com lodo único (N&D)" desenvolvido por Catunda e Van Haandel (1987.d). Os dois modelos de otimizaçã^o apresentados, a seguir são:

1. um modelo de otimizaçã^o de um sistema híbrido de tratamento de esgoto, baseado na determinaçã^o do valor ótim^o da idade de lodo para a remoçã^o máx^{ima} de nitrogênio (seçã^o 5.2).
2. um modelo de otimizaçã^o desenvolvido para um sistema híbrido de tratamento de esgoto, baseado na remoçã^o máx^{ima}

de nitrogênio a custos de construção e de operação mínimos (seção 5.3).

5.2 - Otimização de um Sistema Híbrido de Tratamento de Esgoto em Função do Valor Ótimo da Idade de Lodo para a Remoção Máxima de Nitrogênio

Para a otimização de um sistema híbrido de tratamento de esgoto (sistema Bardenpho com pré-tratamento anaeróbico) para a remoção de nitrogênio, em função da idade de lodo ótima, é necessário elaborar um diagrama das razões $(Nti/Sti)_0$ e $(Nti/Sti)_1$ em função da idade de lodo. A razão $(Nti/Sti)_0$ em função da idade de lodo indica o valor limite para a remoção completa de nitrato e a razão $(Nti/Sti)_1$ em função da idade de lodo indica o valor limite para um sistema Bardenpho, isto é, acima desse valor usa-se um sistema pré-D (sistema com pré-desnitrificação).

Na tabela 5.1, estão listados os valores de $(Nti/Sti)_0$ e $(Nti/Sti)_1$ em função da idade de lodo para condições prevaescentes da investigação experimental (tabelas 4.3, 4.5.3 e 4.6). Para o cálculo de $(Nti/Sti)_0$ e $(Nti/Sti)_1$, equações 2.69 e 2.71 da tabela 2.6, adotou-se o valor da concentração de amônia no efluente (Nad) igual a $2mg N.l^{-1}$. Os valores de b_n , K_n , U_m , K_1 , K_2 , K_3 , f_m e N_s foram calculados a partir das equações 2.59, 2.60, 2.61, 2.62, 2.63 e 2.64 da tabela 2.5 e 2.65 e 2.66 da tabela 2.6.

Na figura 5.1 estão plotados os valores de $(Nti/Sti)_0$ e $(Nti/Sti)_1$ em função da idade de lodo da tabela 5.1 para as seguintes condições: $\alpha = 0,028mg N.mg DQO^{-1}$, $T = 26^{\circ}C$, $f_{us} = 0,18$; $f_{up} = 0,068mg svs.mg DQO^{-1}$; $U_m = 0,6d^{-1}$; $a = 4,2$ e $s = 1$.

No caso das condições especificadas na tabela 4.5.3 (3ª fase do experimento 2) com uma razão média de TKN / DQO igual a $0,124 \text{ mg N.mg DQO}^{-1}$, observa-se na figura 5.1 que a remoção completa de nitrato, $N_{ti}/S_{ti} = (N_{ti}/S_{ti})_0$, é possível para a idade de lodo (R_s) igual a 16 dias (ponto III). Portanto, a idade mínima de lodo para se obter remoção completa é 16 dias. Para a idade de lodo adotada na pesquisa ($R_s = 10\text{d}$), observa-se, ponto I da figura 5.1, que a desnitrificação completa é impossível, $(N_{ti}/S_{ti})_0 < N_{ti}/S_{ti} < (N_{ti}/S_{ti})_1$, embora o sistema Bardenpho dê a remoção máxima, isto é, o sistema ideal é o Bardenpho.

Na figura 5.1, observa-se, também, que para estabelecer a condição para a remoção completa de nitrato, $N_{ti}/S_{ti} = (N_{ti}/S_{ti})_0$, com a idade de lodo de 10 dias, adotada na investigação experimental, será necessário incrementar material orgânico no afluente do sistema Bardenpho tal que a razão N_{ti}/S_{ti} seja reduzida de $0,124 \text{ mg N.mg DQO}^{-1}$ para $0,108 \text{ mg N.mg DQO}^{-1}$ (ponto II da fig. 5.1).

De uma maneira geral, a figura 5.1 mostra que a maior razão N_{ti}/S_{ti} , que permite a remoção completa de nitrato é calculada em função do aumento da idade de lodo do sistema ou do incremento da concentração do material orgânico afluente.

5.3 - Desenvolvimento de um Modelo de Otimização para um Sistema Híbrido de Tratamento de Esgoto, Baseado na Remoção Máxima de Nitrogênio a Custos de Construção e Operação Mínimos

No modelo desenvolvido neste trabalho, foram feitas as seguintes considerações:

1. A figura 5.2, que relaciona a eficiência do tratamento anaeróbio (DAFA) em função do tempo de detenção hidráulico, é baseada em observações experimentais realizadas no DAFA do Pedregal.

2. O esgoto bruto estudado apresentava as seguintes características: DQO média do afluente (S_{ti}) igual a $1105 \text{ mg DQO.l}^{-1}$ e a DQO média biodegradável do afluente (S_{bi}) igual a $940 \text{ mg DQO.l}^{-1}$.

3. Para a concentração de sólidos orgânicos no licor misto (X_v) foi adotado o valor de 3 g/l e para a fração não biodegradável e particulada (f_{up}) do esgoto bruto foram adotados os seguintes valores: $0,01 \text{ mg svs.mg DQO}^{-1}$ com pré-tratamento anaeróbio e $0,11 \text{ mg DQO.mg DQO}^{-1}$ sem pré-tratamento anaeróbio.

A figura 5.3 representa o esquema para a otimização do modelo híbrido de tratamento de esgoto para a remoção de nutrientes. De acordo com o esquema da figura 5.3, temos que a DQO biodegradável da mistura do esgoto (fração do esgoto bruto e fração do efluente do DAFA) é expressa como:

$$S_{bim} = 940.(1-x) + S_{bie}.X$$

Onde:

S_{bim} = DQO biodegradável da mistura (afluente do sistema Bardenpho), mg DQO/l ;

S_{bie} = DQO biodegradável do efluente do DAFA, em mg DQO.l^{-1}

X = fração do esgoto bruto a ser submetida ao pré-tratamento anaeróbio (DAFA)

$(1-X)$ = fração do esgoto bruto que não sofre pré-tratamento anaeróbio

Na tabela 5.2 estão listados os valores de N_c/S_{bi} em função da eficiência do pré-tratamento anaeróbio e da fração do esgoto bruto a ser submetida ao pré - tratamento anaeróbio. Os valores de " S_{bi} " (DQO biodegradável da mistura) foram calculados a partir da equação de S_{bim} . O valor de S_{bie} está relacionado com a eficiência do pré-tratamento anaeróbio e os valores da capacidade de nitrificação (N_c), tabela 5.3, foram calculados através da equação 2.67 (tabela 2.6).

Para a otimização do sistema híbrido de tratamento de esgoto, considerou-se que todo o afluente do sistema Bardenpho era submetido ao pré-tratamento anaeróbio (DAFA). Na condição 'A' (tabela 5.4), o sistema híbrido de tratamento de esgoto apresenta o menor tempo de detenção hidráulica total (R_{ht}), implicando num menor volume do sistema híbrido, tanto no DAFA (pré-tratamento anaeróbio) como no sistema Bardenpho.

Na figura 5.4.1 estão plotados os valores de N_c/S_{bi} em função da eficiência do pré-tratamento anaeróbio e da fração do esgoto bruto pré-tratado anaerobicamente (tabela 5.2). Na figura 5.4.2 estão plotados os valores de $(N_c/S_{bi})_o$ em função da idade de lodo, tabela 5.1, para a condição de desnitrificação completa de um sistema Bardenpho tratando uma mistura de efluente do DAFA com o esgoto bruto.

Para a determinação dos valores dos tempos de detenção hidráulica do DAFA e do sistema Bardenpho, para a otimização do sistema híbrido de tratamento de esgoto para a remoção de nutrientes, fez-se as seguintes observações:

1. a determinação do tempo de detenção hidráulico (Rh_1) do sistema de pré-tratamento anaeróbio, figura 5.2, foi estimada em observações experimentais realizadas no DAFA do Pedregal. Os valores do tempo de detenção hidráulica do DAFA estão listados na tabela 5.4.

2. para a determinação do tempo de detenção hidráulica do sistema Bardenpho, a partir da análise das figuras 5.4.1 e 5.4.2, foram feitas as seguintes considerações:

a) todo o afluente do sistema Bardenpho é submetido a um pré-tratamento anaeróbio. Com essa condição, o afluente do sistema Bardenpho será o efluente do DAFA, isto é, corresponderá a fração "X" igual a 1,0 na figura 5.4.1.

b) na figura 5.4.2, determina-se a idade mínima de lodo necessária do sistema Bardenpho para a desnitrificação completa, a partir da condição acima, especificada na figura 5.4.1. Os valores da idade do lodo (R_s) estão listados na tabela 5.4.

c) o tempo de detenção hidráulica (Rh) do sistema Bardenpho, listado na tabela 5.4, foi calculado através da equação 2.41.

$$mX_v = Rh \cdot X_v / St_i = \frac{(1 - f_{us} - p \cdot f_{up}) \cdot (1 + f \cdot b_h \cdot R_s) \cdot Y_h \cdot R_s}{1 + b_h \cdot R_s} + f_{up} \cdot R_s$$

Onde:

$$X_v = 3g/l \text{ (adotado)}$$

St_i = concentração da DQO afluente do sistema Bardenpho ,

calculado em função da eficiência do pré-tratamento anaeróbio do esgoto bruto.

$$f_{up} = 0,01 \text{ mg svs.mg DQO}^{-1} \quad (\text{adotado})$$

R_s = idade mínima de lodo para a desnitrificação completa.

f_{us} = St_e/St_i , onde St_e (DQO efluente do sistema Bardenpho) = 96,5mg DQO/l

. Os valores dos parâmetros de massa de lodo (Y_h , P , f) e o valor da constante de respiração endógena (b_h) são os mesmos valores experimentais adotados no capítulo 4 (página 71).

5.4 - Comparação do Modelo Híbrido de Tratamento de Esgoto com o Sistema Bardenpho Convencional (sem pré-tratamento anaeróbio)

A finalidade da comparação entre o modelo híbrido de tratamento de esgoto desenvolvido neste trabalho (condição 'A' da tabela 5.4) e o sistema Bardenpho convencional tem como objetivo relacionar o comportamento desses sistemas com os aspectos mais importantes dos custos e eficiência do tratamento em termos de: volume (tempo de detenção), consumo de oxigênio, produção de lodo e qualidade do efluente do sistema.

Na tabela 5.5 estão listados os valores dos principais parâmetros para o sistema híbrido (sistema Bardenpho com pré-tratamento anaeróbio) e para o sistema Bardenpho convencional para o cálculo referente aos aspectos acima mencionados.

1. comparação entre os volumes do sistemas

A comparação entre os volumes é feita através da relação entre os tempos de detenção hidráulica dos dois sistemas.

Na tabela 5.4, condição 'A', está listado o valor do tempo de detenção hidráulica total ($R_{ht} = 8h$) do sistema híbrido. O cálculo do tempo de detenção hidráulica ($R_h = 16h$) do sistema Bardenpho convencional foi feito através da equação 2.41.

Pelos valores dos tempos de detenção hidráulica, conclui-se que o volume total do sistema híbrido (sistema Bardenpho com pré-tratamento anaeróbio) se reduz pela metade quando o sistema Bardenpho é submetido a um pré-tratamento anaeróbio (DAFA).

2. comparação entre o consumo de oxigênio para a oxidação do material orgânico

O cálculo da massa de oxigênio consumido por unidade de massa de DQO no afluente, m_{O_c} , é feito através da equação 2.42. Os valores de ' m_{O_c} ' para o sistema híbrido e para o sistema Bardenpho convencional são respectivamente $0,56mg O_2/mg DQO$ e $0,557mg O_2/mg DQO$.

O consumo de oxigênio por litro de afluente, S_o , é expresso pelo produto de ' m_{O_c} ' pela DQO afluente (St_i). Os valores calculados de " S_o " para o sistema híbrido e para o sistema Bardenpho convencional são respectivamente $309,4 mg O_2/l$ e $615,5mg O_2/l$.

Conclui-se que os custos operacionais em termos de consumo de oxigênio por litro do afluente (S_o), são reduzi

dos em torno de 50 por cento no sistema híbrido de tratamento de esgoto.

3. comparação entre o consumo total de oxigênio por litro de afluente

Para calcular o consumo total de oxigênio é necessário que se determine a influência do consumo de oxigênio relativos aos processos de nitrificação e desnitrificação.

O consumo de oxigênio necessário para a nitrificação (O_n) é igual a:

$$O_n = 4,57 \cdot \bar{N}_c \quad \text{Onde: } N_c = 54,9 \text{mg N/l (tabela 5.3)}$$

O oxigênio equivalente (O_{eq}) recuperado na desnitrificação corresponde a 62,5 (5/8) por cento do oxigênio consumido na nitrificação (Catunda e van Haandel, 1987.b).
Então:

$$O_{eq} = 5/8 \cdot O_n$$

O consumo total de oxigênio (O_t) por litro de afluente para a oxidação do material orgânico é expresso como:

$$O_t = S_o + O_n - O_{eq}$$

Da equação acima, temos que os valores determinados para o consumo total de oxigênio (O_t) para o sistema híbrido e para o sistema Bardenpho convencional são respectivamente: 403,5mg O_2 /l e 709,5mg O_2 /l. Observa-se uma redução de aproximadamente 43 por cento do consumo total de oxigênio (O_t) no sistema Bardenpho através do pré-tratamento anaeróbio.

4. comparação em termos de produção de lodo

Admitindo-se que a produção de lodo no pré-tratamento anaeróbio seja igual a 10 por cento da DQO digerida (Std) no DAFA (Std = 552,5mg DQO/l relativa a condição de 50 por cento de eficiência do pré-tratamento anaeróbio) , temos que a produção de lodo no DAFA é igual a 55,25mg DQO/l. A produção de lodo no sistema Bardenpho com pré-tratamento anaeróbio (Sx = 146,6mg DQO/l) e no sistema Bardenpho convencional (Sx = 393mg DQO/l) foi determinada através do balanço de material, quadro 5.1. Conclui-se que a produção total de lodo no sistema híbrido (DAFA + sistema Bardenpho) igual a 201,85mg DQO/l (129,4mg svv/l), corresponde aproximadamente a 50 por cento da produção de lodo no sistema Bardenpho sem pré-tratamento anaeróbio. Isto representa uma economia considerável relacionada com os custos de tratamento de lodo.

5. qualidade do efluente

A qualidade do efluente em termos de remoção de material orgânico e nutrientes, é aproximadamente a mesma nos dois sistemas de tratamento de esgoto.

O afluente do sistema Bardenpho com pré-tratamento anaeróbio (sistema híbrido) deverá ter material orgânico suficiente (Sbi) para que ocorra o desenvolvimento do processo de desnitrificação.

O quadro 5.2 fornece os principais parâmetros relacionados com os custos e eficiência do tratamento para os sistemas de tratamento de esgoto (sistema híbrido e sistema Bardenpho convencional).

Observa-se que há uma enorme vantagem no pré-tratamento

mento do esgoto bruto num DAFA. Considera-se no sistema híbrido como vantagens adicionais o efeito da amortização da variação das cargas hidráulicas no DAFA e o efeito da equalização da carga orgânica que chega ao sistema Bardenpho. A carga orgânica equalizada, no DAFA, exerce no sistema Bardenpho uma demanda constante de oxigênio, não havendo portanto a necessidade de atender a demanda de pico elevado.

5.5 - Tabelas

TABELA 5.1
 Valores dos Parâmetros para Elaboração do Gráfico
 $(NT_i/St_i) \times R_s$ (Fig. 5.1)

RS	FM	Cr	$(Nc/Sbi)_o$	Ns	$(NTi/Sti)_o$	$(Nc/Sbi)_i$	$(NTi/Sti)_i$
6	0,44	0,96	0,076	11,05	0,085	0,112	0,112
8	0,55	1,06	0,096	10,15	0,098	0,142	0,132
10	0,62	1,13	0,112	9,51	0,109	0,163	0,147
12	0,66	1,17	0,121	9,04	0,115	0,177	0,157
14	0,69	1,21	0,129	8,68	0,12	0,188	0,164
16	0,72	1,24	0,136	8,39	0,125	0,199	0,172
18	0,73	1,27	0,141	8,16	0,128	0,206	0,177
20	0,75	1,29	0,146	7,97	0,131	0,213	0,182

TABELA 5.2

Valores dos Parâmetros. Baseados nos Resultados da Investigação Experimental da 3: Fase do Experimento 2 (2ª parte), para a Elaboração do Gráfico Nc/Sbi x Rto; Fig. 5.3

Fração do Es- goto bruto Pré-Tratada Anaerobica- mente	Eficiência do Tratamento Anaeróbico (DAFA)				
	90	80	70	60	50
	Nc/Sbi	Nc/Sbi	Nc/Sbi	Nc/Sbi	Nc/Sbi
0	0,058	0,058	0,058	0,058	0,058
0,1	0,064	0,063	0,062	0,062	0,061
0,2	0,071	0,069	0,067	0,066	0,064
0,4	0,091	0,085	0,081	0,076	0,073
0,5	0,106	0,097	0,089	0,083	0,077
0,6	0,126	0,112	0,1	0,091	0,083
0,8	0,20	0,16	0,13	0,112	0,097
0,9	0,30	0,2	0,157	0,126	0,106
1,0	0,58	0,29	0,19	0,14	0,11

Tabela 5.3
 Valores da Capacidade de Nitrificação (N_c) em
 Função da Idade de Lodo (R_s)

R_s (d)	N_s (mg N.l ⁻¹)	N_c (mg N.l ⁻¹)
6	11,05	53
8	10,15	53,9
10	9,51	54,6
12	9,04	55
14	8,68	55,4
16	8,39	55,7
18	8,16	55,9
20	7,97	56

TABELA 5.4
 Valores das Variáveis do Tratamento Híbrido de Esgoto (DAFA + Sistema Bardenpho)
 para a Condição do Afluente do Sistema Bardenpho ser Tratado pelo DAFA (x = 100%)

Condições para a Otimização	DAFA			Sistema Bardenpho			Rht (Total)
	Ef (%)	Rh1 (h)	Nc/Sbi Residual	Rs (d)	mxv (mgSVS/mgDQO)	Rh2 (h)	
A	50	2	0,095	8	1,39	6	8
B	60	2,5	0,125	13	1,83	6,47	8,97
C	85	3,0	0,14	19	2,3	7,16	10,1
D	70	3,5	0,165	>20	—	—	—

TABELA 5.5
Valores dos Parâmetros para os Sistemas de Tratamento de Esgoto

Parâmetros	Sistema Bardenpho sem pré-tratamento Anaeróbico	Sistema Bardenpho com pré-Tratamento Anaeróbico (Sistema Híbrido)
Idade de lodo (Rs)	8d	8d
Concentração de lodo Orgânico (Xv)	3g/l	3g/l
DQO do Esgoto Bruto (Sti)	1105 g/l	552.5 g/l
DQO do Efluente do S. Bardenpho (Ste)	96,5 g/l	96,5 g/l
fus	0,087 mgDQO.mgDO ⁻¹	0,17 mgDQO.mgDQO ⁻¹
fup (adotado)	0,11 mgDQO.mgDQO ⁻¹	0,01 mgSVS. mgDQO ⁻¹

5.6 - Figuras

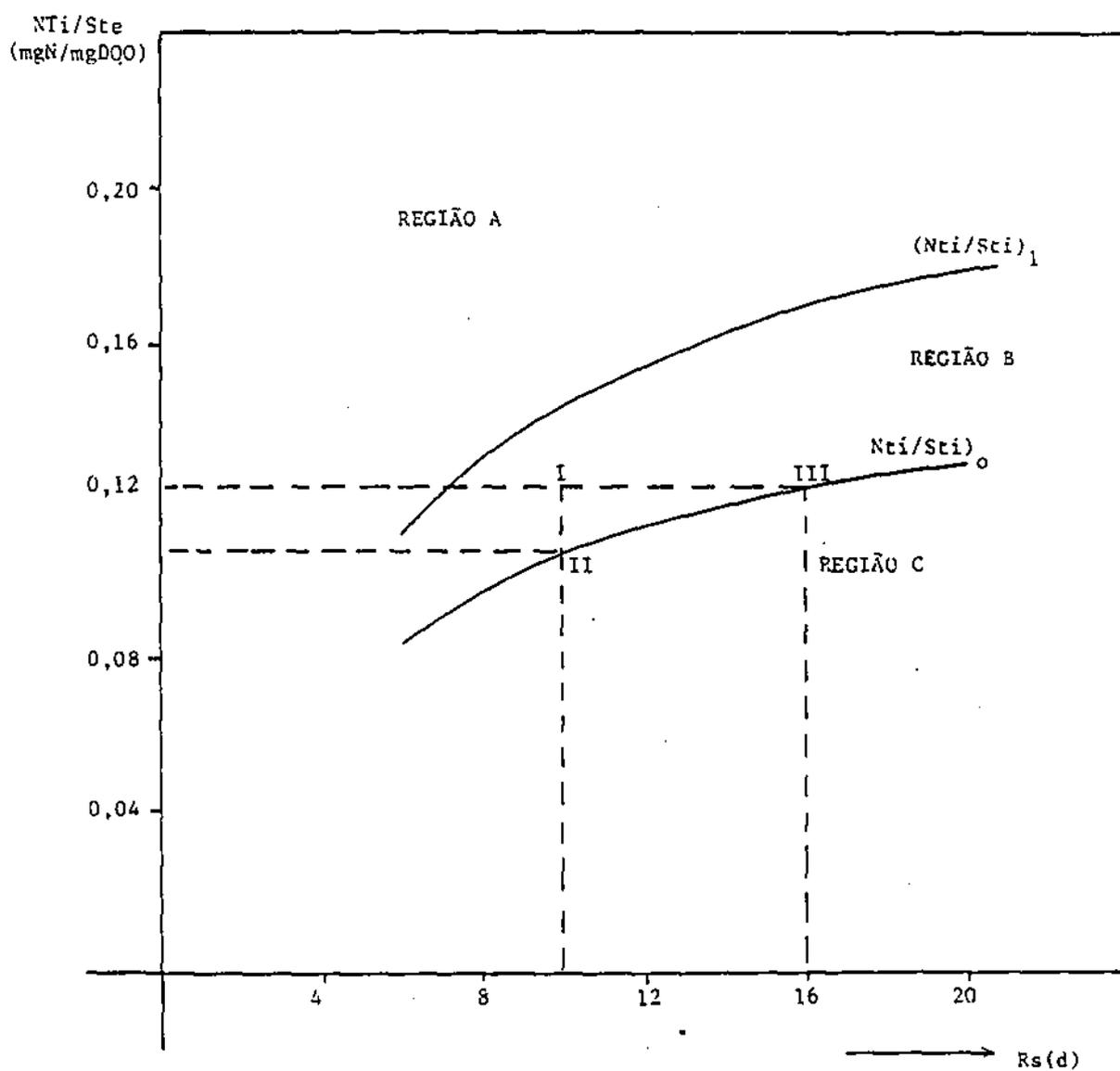


FIG. 5.1 - VALORES DE $(N_{Ti}/S_{Ti})_0$ e $(N_{Ti}/S_{Ti})_1$ EN FUNÇÃO DA IDADE DE LODO PARA AS SEGUINTE CONDICOES: $f_{ca}=0,24$; $f_{up}=0,18$; $f_{up}=0,068$ mgsvs. .mgDQO $^{-1}$; $a=4,2$; $s=1,4$; $U_m=0,6d^{-1}$; $T=26^{\circ}C$. (3 $^{\circ}$ FASE DO EXPERIMENTO 2 - 2a. ETAPA).

EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DA DQO DE ESGOTO BRUTO

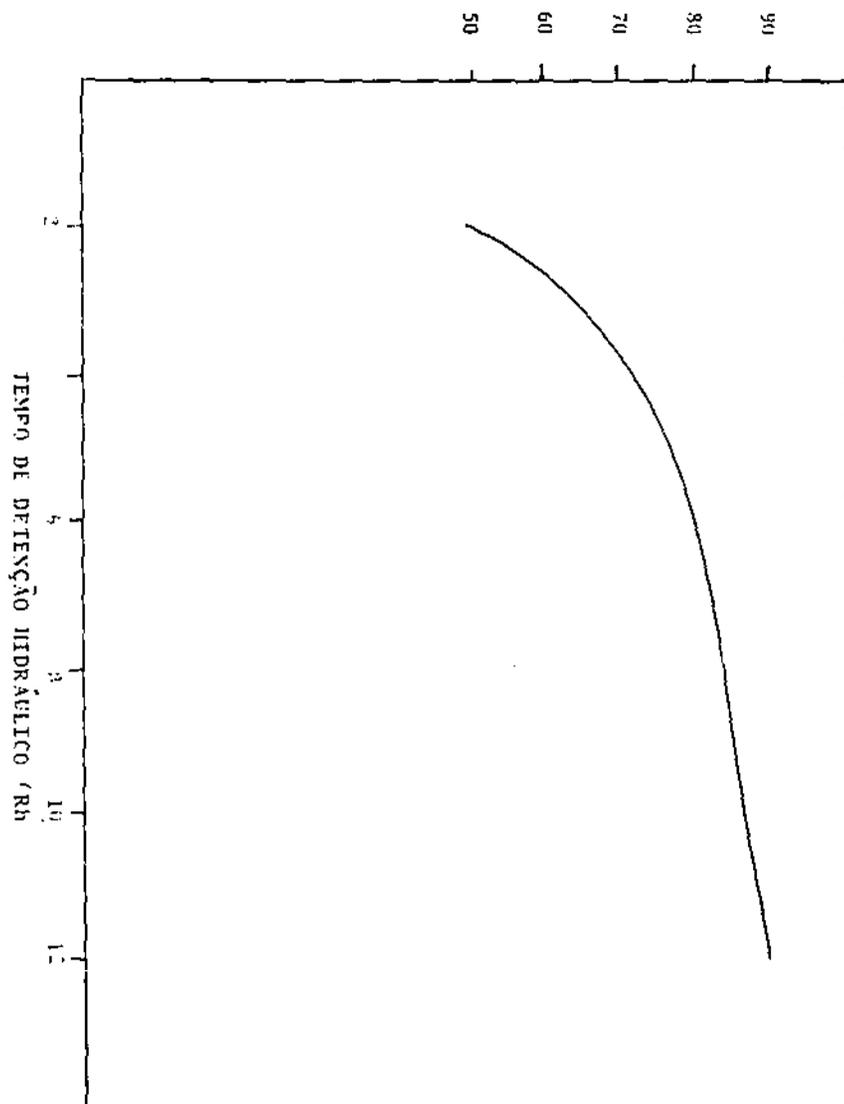


FIG 3.2 - CURVA EXPERIMENTAL DA EFICIÊNCIA DE UM TRATAMENTO AERÓBIO DAFA EM FUNÇÃO DO TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICO.

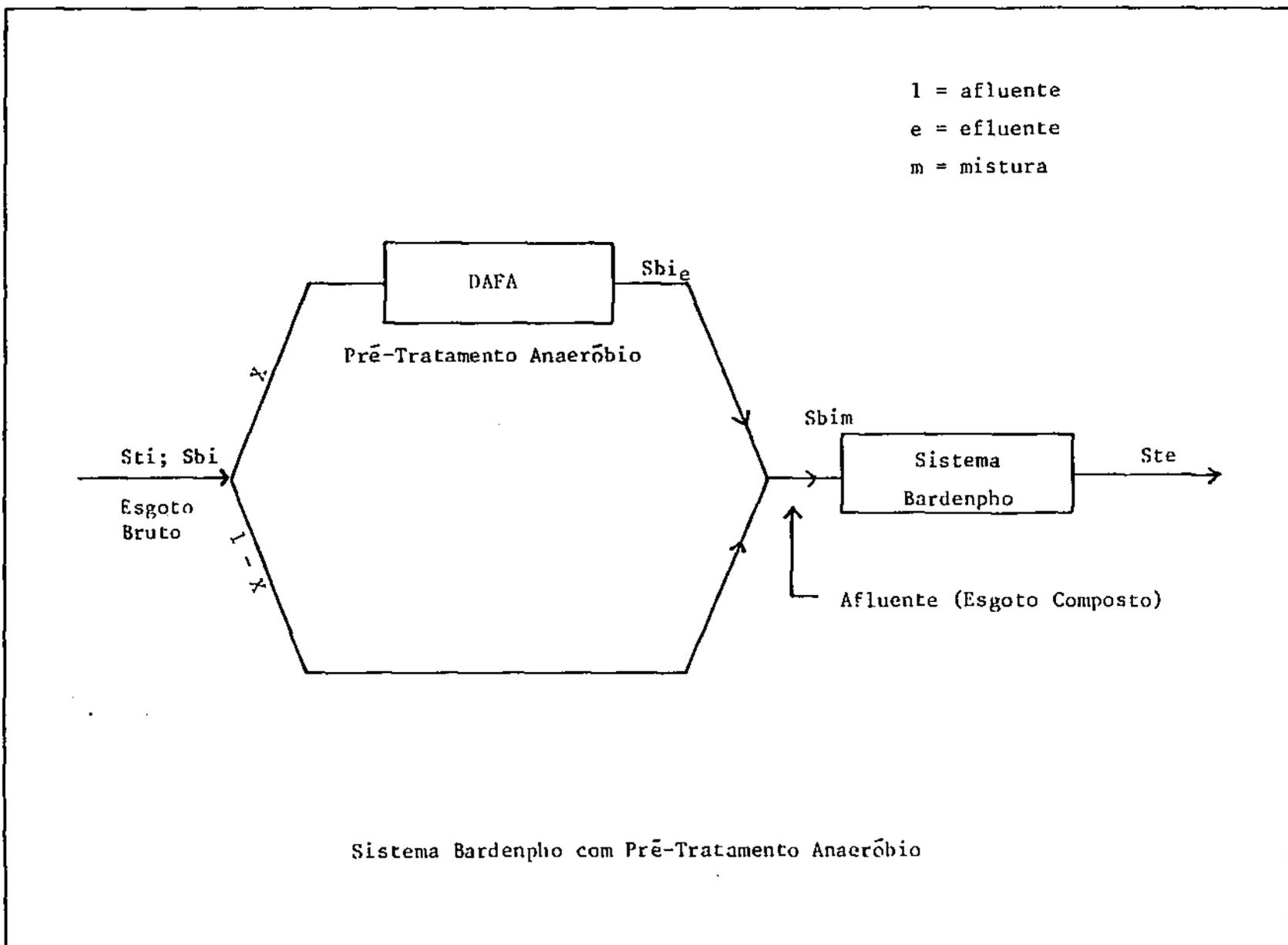


FIGURA 5.3 - ESQUEMA DO PROCESSO HÍBRIDO DE TRATAMENTO DE ESGOTO PARA REMOÇÃO DE NITROGÊNIO.

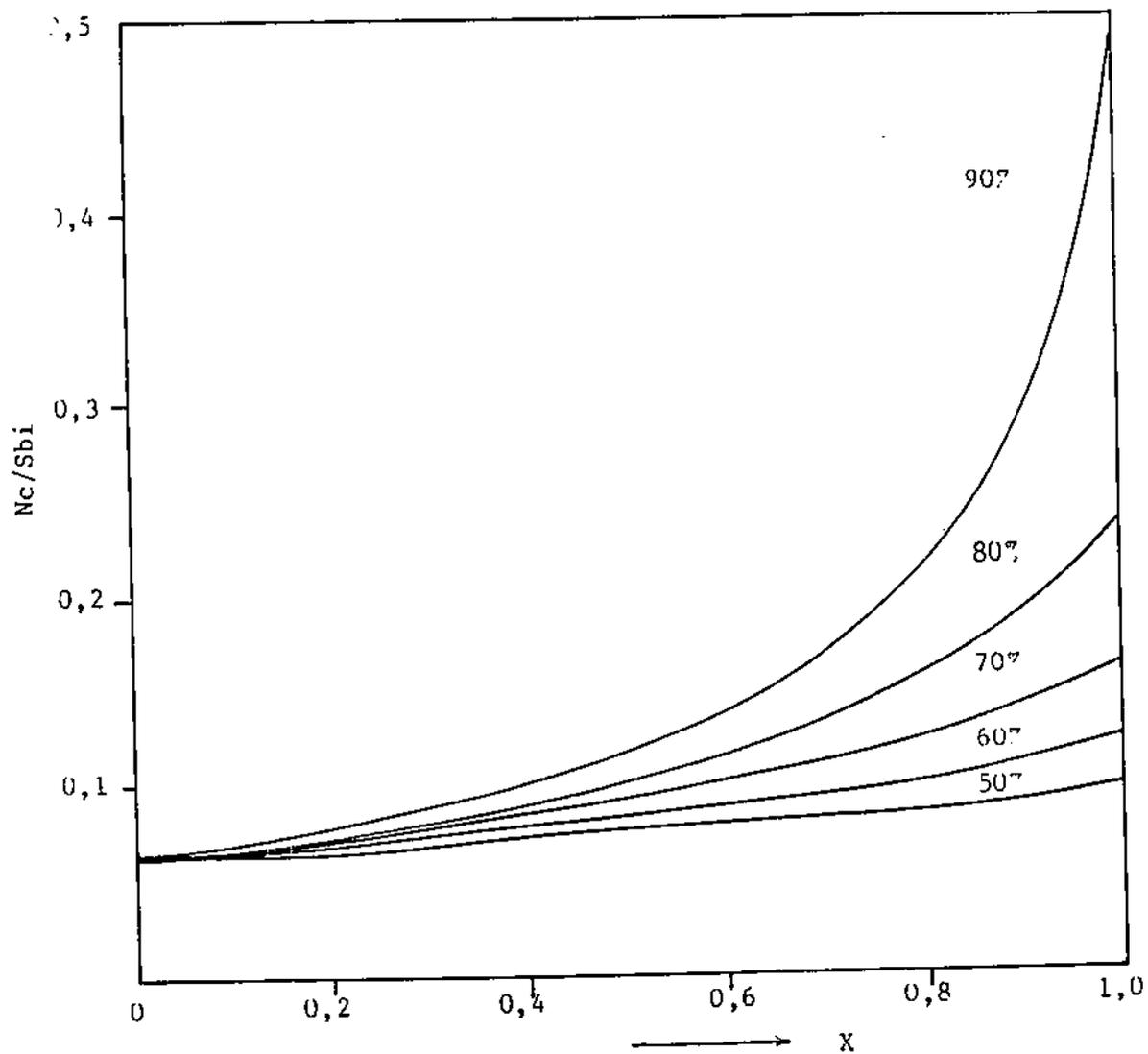


FIG. 5.4.1 - VALORES DE N_c/S_{b_i} EM FUNÇÃO DA FRAÇÃO "X" E DA EFICIÊNCIA DO PRÉ-TRATAMENTO ANAERÓBIO (DAFA) DE UM ESGOTO BRUTO .

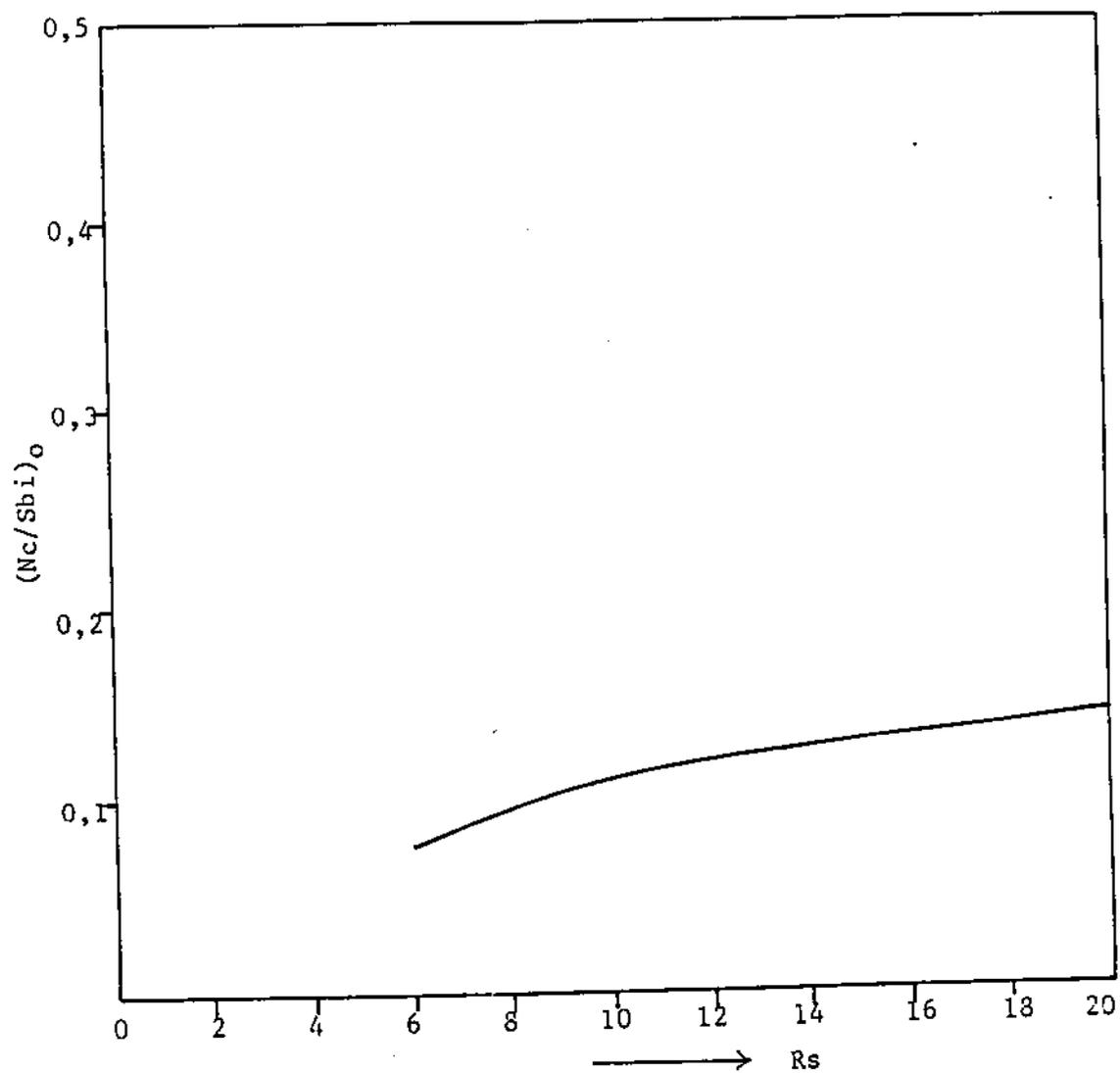


FIG. 5.4.2 - VALORES DE $(N_c/S_{b_i})_0$ EM FUNÇÃO DA IDADE DO LODO.

5.7 - Quadros

QUADRO 5.1
Balanço de Massa para o Material Orgânico

Parâmetros	Sistema Bardenpho		Sistema Híbrido	
	Valor	Fração	Valor	Fração
DQO Afluente (Sti) — mg/l	1105	1,0	1105	1,0
DQO digerida (Std) — mg/l	—	—	552,5	0,5
DQO Efluente (Ste) — mg/l	96,5	0,087	96,5	0,087
DQO do Oxigênio consumido por litro do afluente (So) — mg/l	615,5	0,557	309,4	0,28
DQO do lodo produzido por litro afluente (Sx) — mg/l	393	0,356	146,6	0,133

QUADRO 5.2.
Valores dos Principais Parâmetros Relacionados com os Custos e a Eficiência do Tratamento

Parâmetros	Sistema Bardenpho	Sistema Híbrido	
	Valor	Valor	Redução
1. Qualidade do Efluente			
DQO (mg/l)	96,5	96,5	
TKN (mgN/l)	2	2	
NO ₃ (mgN/l)	< 2	< 2	
PO ₄ ³ (mgN/l)	< 2	< 2	
DBO (mgN/l)	< 15	< 15	
SS (mg/l) (Sólidos em Suspensão)	< 10	< 10	
2. Custos do Tratamento			
Rh (total) - h	16	8	50%
Consumo Total de Oxigênio por Litro do Afluente (mgO ₂ /l)	709,5	403,5	43%
Produção de Lodo (mg ssv/litro do Afluente)	252	121,4	50%

6 - CONCLUSÕES

- A teoria que descreve o desempenho do sistema Bardenpho quanto à remoção de material orgânico e nitrogenado, também se aplica para descrever o desempenho do sistema tratando esgoto previamente digerido em um digestor anaeróbio de fluxo ascendente.

- No modelo de otimização desenvolvido para um sistema híbrido de tratamento de esgoto para a remoção de nutrientes, formado de um digestor anaeróbio de fluxo ascendente (DAFA) e um sistema Bardenpho em série, as seguintes conclusões podem ser feitas com relação a redução nos custos de tratamento quando comparados aos sistemas convencionais (sistema Bardenpho sem pré-tratamento anaeróbio):

1. redução do volume
2. redução no consumo de oxigênio para oxidação do material orgânico
3. redução na quantidade do lodo produzido

- Se o pré-tratamento anaeróbio for muito eficiente, pode haver necessidade de que uma parte do esgoto bruto não seja submetido ao pré-tratamento anaeróbio, a fim de manter uma razão TKN/DQO tal que no sistema Bardenpho o nitrogênio possa ser removido.

- O sistema Bardenpho com pré-tratamento anaeróbio obteve uma remoção de fósforo em torno de 85 por cento ; que resulta numa remoção de fósforo acima daquela observada em sistemas de lodo ativado tratando esgoto bruto.

7 - SUGESTÕES

Para que o sistema híbrido de tratamento de esgoto seja mais abrangente com relação ao reúso do esgoto tratado, tornam-se necessários estudos relacionados com a eficiência de remoção de organismos patogênicos. Desse modo, o sistema híbrido poderia ser ampliado através de um tratamento complementar.

O tratamento complementar (sistema de lagoas de maturação, filtração ou desinfecção) receberia o efluente do sistema Bardenpho e a sua função principal seria a destruição de organismos patogênicos. Dessa maneira, o sistema híbrido seria formado pela combinação de três processos de tratamento, a saber: pré-tratamento anaeróbio, tratamento aeróbio e o tratamento complementar.

8 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

BARNARD, J.L. (1973), "Biological Desnitri-fication", Water Pollut Contr., 72, 6, pp 705-720.

BARNARD, J.L. (1976), "A Review of Biological Phosphorus Removal in the Activated Sludge Process", Water S.A., 2, (3), 163.

BARTH, BREMMER and LEWIS (1969), "Chemical - Biological Control of Nitrogen and Phosphorus in Waste-Water Effluent", J. Wat. Pollut. Contr. Fed., 40, 2040 - 54.

CATUNDA, P.F.C. & van HAANDEL, A.C. (1983), "O Balanço de Massa do Material Orgânico e do Material Nitrogenado em Sistemas de Tratamento de Esgoto com Lodo em Suspensão", Engenharia Sanitária / Rio de Janeiro, 22, (4), 528-537.

CATUNDA, P.F.C. & van HAANDEL (1987.a), "Remoção Biológica de Nitrogênio em Sistemas de Lodo Ativado - 1: Nitrificação", Anais do 14º Cong. Bras. de Eng. Sanit. e Ambiental, São Paulo - SP.

CATUNDA, P.F.C. & van HAANDEL (1987.b), "Remoção Biológica de Nitrogênio em Sistemas de Lodo Ativado - 2: Desnitri-ficação", Anais do 14º Cong. Bras. de Eng. Sanit. e Ambiental, São Paulo - SP.

CHRISTENSEN, M.H. & HARREMOES, P. Biological Denitrification in Water Treatment, Dept^o of San. Eng. Technical Univ. of Denmark, 1977, Rep. 72-2.

DIAS, M.C., Comportamento do Sistema de Lodo Ativado sob Condições Estacionárias em Regiões Tropicais, Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande - PB, Dissertação de Mestrado, 1982.

DOWNING, A.L., PAINTER, H.A. & KNOWLES, G. Nitrification in The Activated Sludge Process, J. Proc. Sew. Purif, 64, 1964, 2, pp 130 - 158.

EKAMA, G.A. and MARAIS, G.V.R. (1978), "The Dynamic Behaviour of the Activated Sludge Process", Res Rept. 27, Dept. Civil Eng., Univ. of Cape Town.

LUDZACK, F.J. and ETTINGER, M.G. (1962), "Controlling Operation to Minimize Activated Sludge Effluent Nitrogen", J. Wat. Pollut. Control. Fed., 34, 920 - 931.

MARAIS, G.V.R. & EKAMA, G.A. (1976), "The Activated Sludge Process: Steady State Behaviour", Water S.A., 2, (4), 163 - 200.

MARTIN, K.A.C. and MARAIS, G.V.R. (1975), "Kinetics of Enhanced Phosphorus Removal in the Activated Sludge Process", Research Report W 14, Depto. of Civil Eng., Univ. of Cape Town.

- MATSCHKE, (1972) - The Elimination of Nitrogen in the Treatment Plant of Vienna : Blumenthal. Water Research, 6 , (1972) pp 485 - 486.
- PASVEER, (1965) - "Beitrag Uber Stickstoffbeseitigung aus Abwasser" - Fischerei - und Flussbiologie (Ed. Liebmann), Bd 12 (1965) 197 - 200.
- SHHAYEK, E., Kinetics of Biological Nitrogen Removal in a Single Sludge Activated Sludge Process, University of Cape Town (South Africa), Ph.D. Thesis, 1981.
- Standard Methode for the Examination of Water and Wastewater. 16th edition. Washington DC, 1985. 1268 p.
- TENÓRIO, M.A.A., Cinética da Digestão Aeróbia de Lodo Ativado, Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande - PB, Dissertação de Mestrado, 1985.
- U.S.EPA, "Process Design Manual for Nitrogen Control" Office of Technology Transfer, Washington DC, 1975.
- van HAANDEL, A.C. & CATUNDA, F.F.C. (1983), "Determinação da Taxa de Consumo de Oxigênio em Sistemas de Tratamento de Esgoto". Eng. Sanitária / Rio de Janeiro, 21, (4), 481 - 488.
- van HAANDEL, A.C. & CATUNDA, F.F.C. (1984), "Variações da Alcalinidade e do pH em Sistemas de Lodo Ativado", Engenharia Sanitária / Rio de Janeiro, 23, (4), 409 - 413.