

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL**

**Cristiano Costa de Souza**

**ESTUDO DO DESEMPENHO DE REATORES DE LODOS  
ATIVADOS DE FLUXO CONTÍNUO E DE BATELADA NO  
TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS EM REGIME  
NÃO ESTACIONÁRIO**

Porto Alegre  
junho 2011

**CRISTIANO COSTA DE SOUZA**

**ESTUDO DO DESEMPENHO DE REATORES DE LODOS  
ATIVADOS DE FLUXO CONTÍNUO E DE BATELADA NO  
TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS EM REGIME  
NÃO ESTACIONÁRIO**

Trabalho de Diplomação apresentado ao Departamento de  
Engenharia Civil da Escola de Engenharia da Universidade Federal  
do Rio Grande do Sul, como parte dos requisitos para obtenção do  
título de Engenheiro Civil

**Orientador: Luiz Olinto Monteggia**

Porto Alegre  
junho 2011

**CRISTIANO COSTA DE SOUZA**

**ESTUDO DO DESEMPENHO DE REATORES DE LODOS  
ATIVADOS DE FLUXO CONTÍNUO E DE BATELADA NO  
TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS EM REGIME  
NÃO ESTACIONÁRIO**

Este Trabalho de Diplomação foi julgado adequado como pré-requisito para a obtenção do título de ENGENHEIRO CIVIL e aprovado em sua forma final pelo Professor Orientador e pela Coordenadora da disciplina Trabalho de Diplomação Engenharia Civil II (ENG01040) da Universidade Federal do Rio Grande do Sul.

Porto Alegre, 22 de junho de 2011

Prof. Luiz Olinto Monteggia  
Dr.  
Orientador

Profª. Carin Maria Schmitt  
Coordenadora

**BANCA EXAMINADORA**

**Prof. Antônio Domingues Benetti (UFRGS)**  
Dr.

**Prof. Luiz Fernando de Abreu Cybis (UFRGS)**  
Ph.D.

**Prof. Luiz Olinto Monteggia (UFRGS)**  
Dr.

Dedico este trabalho a meu pai, Alexandre, que sempre me inspirou em novas conquistas e nos momentos mais decisivos da vida.

## AGRADECIMENTOS

Agradeço ao Prof. Luiz Olinto Monteggia, orientador deste trabalho, pelos valiosos ensinamentos e pela extrema dedicação despendida durante nossas conversas no Instituto de Pesquisas Hidráulicas. Agradeço também, tardiamente, pelo entusiasmo com o qual ministrou as aulas da disciplina **Tratamento de Esgotos**, que me inspiraram a estudar e a escolher esta área a seguir diante dos diversos caminhos possíveis na Engenharia Civil.

Agradeço à Profa. Carin Maria Schmitt, coordenadora da disciplina **Trabalho de Diplomação Engenharia Civil II**, pela dedicação e pelas orientações dadas ao longo do desenvolvimento deste trabalho. Seus ensinamentos potencializaram a minha capacidade de estudar, pesquisar e inovar, assim como a de meus colegas que, nitidamente, passaram da condição de meros alunos para autores de trabalhos interessantíssimos.

O sucesso nunca é definitivo e o fracasso nunca é fatal. É  
a coragem que conta.

*George F. Tiltonood*

## RESUMO

SOUZA, C. C. **Estudo do Desempenho de Reatores de Lodos Ativados de Fluxo Contínuo e de Batelada no Tratamento de Águas Residuárias em Regime Não Permanente**. 2011. 124 f. Trabalho de Diplomação (Graduação em Engenharia Civil) – Departamento de Engenharia Civil, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre.

Este trabalho versa sobre a comparação quanto à eficiência de reatores de fluxo contínuo e por batelada no tratamento de esgotos domésticos por lodos ativados. A primeira parte do trabalho consistiu na revisão bibliográfica relativa aos constituintes das águas residuárias e aos modelos cinéticos utilizados para descrever o consumo do substrato solúvel por microrganismos e para o crescimento destes. A segunda parte do trabalho consistiu na definição de parâmetros para caracterizar certa água residuária e, por conseguinte, no dimensionamento de reatores de fluxo contínuo e de batelada para a remoção de matéria orgânica e de nitrogênio a partir de critérios de projeto baseados no balanço de massas e na produção de sólidos suspensos dos sistemas. A temperatura foi considerada de 20°C, correspondendo à média anual das águas residuárias na região Sul do País. Ao dimensionar reatores para remover o mesmo percentual de matéria orgânica e de nitrogênio de um dado despejo urbano, compararam-se inicialmente os resultados obtidos para cada modalidade de fluxo quanto à área de implantação necessária às estruturas, por vezes considerada o parâmetro decisivo na escolha do tipo de tratamento a ser adotado, bem como quanto à produção de lodo em termos de sólidos suspensos. Posteriormente, na terceira parte do trabalho, através da utilização de *software* de integração numérica, simulou-se a ocorrência de transientes hidráulicos e orgânicos às estruturas anteriormente dimensionadas, sendo observados os efeitos na qualidade do efluente tratado quanto à presença de matéria orgânica e formas nitrogenadas. Ao analisar os resultados obtidos, concluiu-se que ambos os reatores são eficazes no tratamento da água residuária nas condições originais da fase de dimensionamento, porém ao aplicar os transientes, observou-se que tais estruturas geraram efluentes de pior qualidade, muitas vezes incompatíveis com os requisitos legais. Comparativamente, o reator de batelada apresentou menores concentrações de matéria orgânica e de nitrato, enquanto o reator de fluxo contínuo apresentou menor concentração de nitrogênio amoniacal.

Palavras-chave: tratamento de esgotos; lodos ativados; transientes.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1: fluxograma das etapas do trabalho.....	21
Figura 2: composição dos sólidos nos esgotos.....	25
Figura 3: demanda bioquímica de oxigênio exercida ao longo do tempo numa amostra	27
Figura 4: operação de um reator de fluxo contínuo com recirculação de lodo .....	41
Figura 5: etapas operacionais de um reator de batelada .....	47
Figura 6: ciclos consolidados de operação de três reatores de batelada .....	71
Figura 7: qualidade do efluente tratado no reator de fluxo contínuo operado nas condições de projeto .....	83
Figura 8: concentração de células na zona aeróbia do reator de fluxo contínuo .....	83
Figura 9: qualidade do efluente tratado no SBR operado nas condições de projeto .....	85
Figura 10: massa de células bacterianas no SBR .....	85
Figura 11: variação de vazão afluyente à ETE ao longo do dia e devido a chuva .....	87
Figura 12: tempos de reação do SBR para as vazões de 200 L/s e 400 L/s .....	89
Figura 13: qualidade do efluente tratado no reator de fluxo contínuo com o dobro da vazão e a metade da concentração de DQOb e NTK de projeto .....	90
Figura 14: qualidade do efluente tratado no SBR com o dobro da vazão e a metade da concentração de DQOb e NTK de projeto .....	90
Figura 15: qualidade do efluente tratado no reator de fluxo contínuo com o dobro da vazão e concentração de DQOb e NTK de projeto .....	92
Figura 16: qualidade do efluente tratado no SBR com o dobro da vazão e concentração de DQOb e NTK de projeto .....	92
Figura 17: qualidade do efluente tratado no reator de fluxo contínuo com a vazão de projeto e o dobro das concentrações de DQOb e NTK .....	94
Figura 18: qualidade do efluente tratado no SBR com a vazão de projeto e o dobro das concentrações de DQOb e NTK .....	94
Figura 19: qualidade do efluente tratado no reator de fluxo contínuo com a vazão de projeto e quatro vezes as concentrações de DQOb e NTK .....	95
Figura 20: qualidade do efluente tratado SBR com a vazão de projeto e quatro vezes as concentrações de DQOb e NTK .....	96
Figura 21: qualidade do efluente tratado no reator de fluxo contínuo após 540 min aplicando-se variação de vazão afluyente .....	99
Figura 22: qualidade do efluente tratado no SBR após uma batelada aplicando-se variação de vazão afluyente .....	100
Figura 23: qualidade do efluente tratado no reator de fluxo contínuo após 540 min aplicando-se variação de concentrações de DQOb e NTK afluyente .....	102
Figura 24: qualidade do efluente tratado SBR após uma batelada aplicando-se variação de concentrações de DQOb e NTK afluyente .....	102

## LISTA DE QUADROS

Quadro 1: padrões de qualidade para corpos d'água relacionados às formas de nitrogênio .....	31
Quadro 2: coeficientes cinéticos para utilização do substrato e crescimento da biomassa a 20°C, para sistemas de lodos ativados .....	35
Quadro 3: coeficientes cinéticos para o metanol como substrato orgânico, a 20°C .....	38
Quadro 4: dados de projeto utilizados no dimensionamento dos reatores de lodos ativados .....	52
Quadro 5: etapas de operação propostas para um reator de batelada .....	71
Quadro 6: resumo dos parâmetros do projeto dos reatores de lodos ativados .....	73
Quadro 7: resumo dos transientes aplicados aos reatores com <i>software</i> de simulação ....	88
Quadro 8: resumo dos resultados obtidos a partir das simulações de operação dos reatores, com uso do <i>software</i> de integração numérica .....	97
Quadro 9: resumo dos resultados obtidos a partir das simulações adicionais com variação de vazão e mesmas concentrações de projeto .....	99
Quadro 10: resumo dos resultados obtidos a partir das simulações adicionais com variação de concentrações e mesma vazão de projeto .....	101
Quadro 11: resumo do aumento de carga de metanol aplicado às simulações e resultados obtidos após a desnitrificação .....	104

## LISTA DE SIGLAS

AOB: *ammonia-oxidizing bacteria* (bactérias oxidadoras de amônia, ou nitritantes)

DBO: demanda bioquímica de oxigênio

DQO: demanda química de oxigênio

ETE: estação de tratamento de esgotos

NOB: *nitrite-oxidizing bacteria* (bactérias oxidadoras de nitrito, ou nitratantes)

NTK: nitrogênio total Kjeldahl

OD: oxigênio dissolvido

SD: sólidos dissolvidos

SDF: sólidos dissolvidos fixos

SDV: sólidos dissolvidos voláteis

SS: sólidos suspensos

SSF: sólidos suspensos fixos

SSV: sólidos suspensos voláteis

ST: sólidos totais

STF: sólidos totais fixos

STV: sólidos totais voláteis

## LISTA DE SÍMBOLOS

DBO = concentração de DBO<sub>5</sub>, em g/m<sup>3</sup> ou mg/L

DBOs = concentração de DBO<sub>5</sub> solúvel, em g/m<sup>3</sup> ou mg/L

DQO = concentração de DQO, em g/m<sup>3</sup> ou mg/L

SSVnb = concentração de sólidos suspensos voláteis não biodegradáveis, em g/m<sup>3</sup> ou mg/L

r<sub>s</sub> = taxa de variação da concentração do substrato em função de sua utilização, em g/m<sup>3</sup>.d ou mg/L.d

k = taxa máxima de utilização do substrato, em (g substrato)/(g microrganismos).d ou d<sup>-1</sup>

X = concentração de biomassa (microrganismos), em g/m<sup>3</sup> ou mg/L

S = concentração de substrato biodegradável (nutriente limitante, SSV, STV, DBO ou DQO biodegradável), em g/m<sup>3</sup> ou mg/L

K<sub>s</sub> = constante de meia-velocidade, ou seja, concentração do substrato quando a taxa de utilização do substrato for igual a k/2, em g/m<sup>3</sup> ou mg/L

μ = taxa de crescimento específico, em (g de novas células)/(g de células existentes).d ou d<sup>-1</sup>

μ<sub>max</sub> = taxa máxima de crescimento específico, em d<sup>-1</sup>

Y = constante de proporcionalidade da formação de biomassa pelo consumo de substrato, em g SSV/g DBO ou DQO biodegradável

r<sub>x</sub> = taxa líquida de crescimento da biomassa, ou taxa de produção líquida de sólidos, em g/m<sup>3</sup>.d ou mg/L.d

k<sub>d</sub> = coeficiente de respiração endógena, em (g de SSV/g de SSV.d) ou d<sup>-1</sup>

OD = concentração de oxigênio dissolvido no meio, em g/m<sup>3</sup> ou mg/L

K<sub>o</sub> = constante de meia velocidade para o oxigênio dissolvido, em g/m<sup>3</sup> ou mg/L

S<sub>0</sub> = concentração de substrato do afluente, em g/m<sup>3</sup> ou mg/L

$K$  = constante da reação de primeira ordem, em  $d^{-1}$

$t$  = tempo decorrido de reação ou tempo de detenção hidráulica, em  $d$

$V$  = volume do reator, em  $m^3$

$Q$  = vazão afluyente, em  $m^3/d$

$X_0$  = concentração da biomassa afluyente, em  $g$  de  $SSV/m^3$

$Q_w$  = vazão de descarte de lodo, em  $m^3/d$

$X_e$  = concentração da biomassa efluyente, em  $g$  de  $SSV/m^3$

$X_{vu}$  = concentração de biomassa do lodo recirculado ao tanque de aeração, em  $g$  de  $SSV/m^3$

$X_{va}$  = concentração de biomassa no reator, em  $g$  de  $SSV/m^3$  ou  $mg$  de  $SSV/L$

$\Theta_c$  = idade do lodo, em  $d$

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO</b> .....	15
<b>2 MÉTODO DE PESQUISA</b> .....	17
2.1 QUESTÃO DE PESQUISA .....	17
2.2 OBJETIVOS DO TRABALHO .....	17
<b>2.2.1 Objetivo principal</b> .....	17
<b>2.2.2 Objetivos secundários</b> .....	17
2.3 HIPÓTESES .....	18
2.4 PRESSUPOSTOS .....	18
2.5 PREMISSA .....	19
2.6 DELIMITAÇÕES .....	19
2.7 LIMITAÇÕES .....	19
2.8 DELINEAMENTO .....	20
<b>3 CONCEITOS GERAIS DO TRATAMENTO BIOLÓGICO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS</b> .....	23
3.1 ORIGEM DAS ÁGUAS RESIDUÁRIAS .....	23
3.2 CARACTERÍSTICAS DAS ÁGUAS RESIDUÁRIAS .....	24
<b>3.2.1 Matéria sólida</b> .....	25
<b>3.2.2 Constituintes orgânicos</b> .....	26
3.2.2.1 DBO .....	26
3.2.2.2 DQO .....	28
<b>3.2.3 Nitrogênio</b> .....	29
3.3 TRATAMENTO BIOLÓGICO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS .....	31
<b>3.3.1 Classificação e metabolismo dos microrganismos</b> .....	31
<b>3.3.2 Cinética da estabilização biológica da matéria orgânica</b> .....	32
3.3.2.1 Taxa de utilização do substrato solúvel .....	32
3.3.2.2 Taxa de crescimento da biomassa .....	34
3.3.2.3 Coeficientes cinéticos para utilização do substrato e crescimento da biomassa ..	34
<b>3.3.3 Cinética da remoção biológica de nitrogênio</b> .....	35
3.3.3.1 Nitrificação .....	35
3.3.3.2 Desnitrificação .....	37
<b>4 FUNDAMENTOS DO PROJETO DE REATORES DE LODOS ATIVADOS</b> ...	40
4.1 REATOR DE FLUXO CONTÍNUO .....	40
<b>4.1.1 Descrição do processo</b> .....	40

4.1.2 Cinética do processo .....	42
4.1.3 Produção de lodo .....	43
4.1.4 Remoção de nitrogênio .....	44
4.1.5 Decantador secundário .....	45
4.2 REATOR SEQUENCIAL EM BATELADA (SBR) .....	46
4.2.1 Descrição do processo .....	46
4.2.2 Cinética do processo .....	47
4.2.3 Produção de lodo e remoção de nitrogênio .....	48
<b>5 DIMENSIONAMENTO DE REATORES DE LODOS ATIVADOS .....</b>	<b>49</b>
5.1 DADOS PARA O PROJETO DAS UNIDADES DE TRATAMENTO .....	49
5.1.1 Vazão de projeto e características da água residuária .....	50
5.1.2 Requisitos do efluente tratado .....	51
5.1.3 Resumo dos dados de projeto .....	52
5.2 DIMENSIONAMENTO DE REATOR DE FLUXO CONTÍNUO .....	52
5.2.1 Frações de sólidos e matéria orgânica .....	52
5.2.2 Idade do lodo .....	53
5.2.3 Produção de lodo e volume aeróbio do reator .....	55
5.2.4 Desnitrificação e volume anóxico do reator .....	57
5.2.5 Tempo de detenção hidráulica .....	59
5.2.6 Decantador secundário .....	60
5.2.7 Descarte de lodo .....	60
5.3 DIMENSIONAMENTO DE REATORES DE BATELADA – SBR .....	61
5.3.1 Ciclos de operação do SBR: parte 1 .....	61
5.3.2 Volume do reator .....	62
5.3.3 Idade do lodo e produção de sólidos .....	63
5.3.4 Tempo de reação para a nitrificação .....	65
5.3.5 Consumo de metanol na desnitrificação e produção de sólidos .....	66
5.3.6 Tempo de reação para a desnitrificação .....	67
5.3.7 Descarte de lodo .....	70
5.3.8 Ciclos de operação do SBR: parte 2 (final) .....	70
5.4 RESUMO DO DIMENSIONAMENTO E DA QUALIDADE DO EFLUENTE TRATADO .....	72
<b>6 SIMULAÇÃO DE CONDIÇÕES NÃO ESTACIONÁRIAS APLICADAS AOS REATORES DE LODOS ATIVADOS .....</b>	<b>74</b>
6.1 USO DO <i>SOFTWARE</i> VENSIM .....	74

<b>6.1.1 Características do <i>software</i> adotado</b> .....	75
<b>6.1.2 Principais critérios adotados no Vensim</b> .....	76
6.1.2.1 Valores iniciais quanto à qualidade da água nos reatores .....	77
6.1.2.2 Valores iniciais quanto à concentração de microrganismos nos reatores .....	77
6.1.2.3 Aplicação da carga de metanol nos reatores durante a desnitrificação .....	79
<b>6.1.3 Considerações finais quanto à programação no <i>software</i></b> .....	80
<b>6.2 VERIFICAÇÃO DAS CONDIÇÕES DE PROJETO A PARTIR DAS SIMULAÇÕES</b> .....	81
<b>6.2.1 Desempenho do reator de fluxo contínuo em <i>steady state</i></b> .....	82
<b>6.2.2 Desempenho do SBR em <i>steady state</i></b> .....	84
<b>6.3 APLICAÇÃO DE TRANSIENTES AOS REATORES A PARTIR DAS SIMULAÇÕES</b> .....	86
<b>6.3.1 Simulação n. 1: dobro da vazão e metade das concentrações</b> .....	88
<b>6.3.2 Simulação n. 2: dobro da vazão e concentrações de projeto</b> .....	91
<b>6.3.3 Simulação n. 3: vazão de projeto e concentrações duplicadas</b> .....	93
<b>6.3.4 Simulação n. 4: vazão de projeto e concentrações quadruplicadas</b> .....	95
<b>6.3.5 Resumo dos resultados obtidos</b> .....	97
<b>6.3.6 Simulações adicionais</b> .....	97
6.3.6.1 Variação de vazão afluyente e mesmas concentrações de DQOb e NTK .....	98
6.3.6.2 Variação das concentrações de DQOb e NTK e mesma vazão afluyente .....	101
<b>6.3.7 Observações finais quanto às simulações</b> .....	103
<b>7 CONSIDERAÇÕES FINAIS</b> .....	105
REFERÊNCIAS .....	108
APÊNDICE A .....	110



## 1 INTRODUÇÃO

O meio ambiente jamais ocupou tanto espaço na mídia, nos discursos acalorados de personalidades diversas e na mente das pessoas comuns como nos últimos anos. As causas ambientalistas de toda a sorte, a luta pela proteção dos recursos naturais e a busca pela sustentabilidade se transformaram em novas bandeiras de velhos políticos, de várias ONG e até mesmo de empresas privadas, ganhando espaços cada vez maiores em jornais, revistas e todo o tipo de publicidade. **Nossa empresa é autossustentável** é o lema de várias companhias, em tentativas deliberadas de vender aos consumidores a imagem de que também respeitam o meio ambiente. Sem dúvida, existe um apelo, em nível global, à preservação das florestas, da fauna, do ar, das águas, etc. Na contramão desta tendência, observam-se níveis precários de tratamento de esgotos no Brasil, com o lançamento de despejos domésticos e industriais *in natura* nos corpos d'água, mesmo nas maiores cidades. Segundo o Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (2008), os esgotos não tratados representam mais de 80% do total produzido no País.

A razão dos baixos investimentos em tratamento de esgotos nas últimas décadas pode ser até elucidada a partir de uma ótica grosseira, porém verdadeira: os corpos d'água se autodepuram. Isto equivale a dizer, literalmente, que um esgoto lançado em determinado ponto de um rio encontrar-se-á estabilizado a algumas centenas de metros a jusante, caso não hajam novas contribuições ao longo do percurso. De fato, a microbiologia se encarrega da conversão da matéria orgânica a subprodutos inertes, o que faz do tratamento biológico o processo mais econômico e o mais empregado para a estabilização de esgotos. Dentre os diversos processos de tratamento biológico, o sistema de lodos ativados é um dos mais importantes, pois possibilita o tratamento de grandes vazões de despejos em área bastante reduzida de estação, sem a formação de odores e de forma eficaz.

A recuperação dos recursos hídricos e a conseqüente preservação da vida aquática passa, necessariamente, pelo tratamento dos efluentes que atualmente são despejados diretamente nos corpos d'água. Felizmente, o tratamento de esgotos tem adquirido espaço nos programas de investimentos governamentais nos últimos anos, sendo alvo de atenção especial pelos

órgãos ambientais a qualidade dos efluentes das estações de tratamento no País. Conforme Sant'Anna Júnior (2010, p. 379), novas demandas estão sendo gradativamente impostas pela legislação ambiental aos esgotos tratados, incluindo-se a remoção de nutrientes, poluentes orgânicos, metais e toxicidade. Por outro lado, na maioria dos conglomerados urbanos há de se fazer o básico, iniciando-se pela remoção de matéria orgânica, caso em que o sistema de lodos ativados é o mais empregado, tanto na modalidade de fluxo contínuo quanto de fluxo intermitente (por batelada).

Invariavelmente, os reatores e as demais estruturas de uma estação de tratamento de esgotos (ETE) são projetados para operar em condições estacionárias, isto é, sem variação de vazão ou das concentrações do despejo. Todavia, estas não são condições encontradas na realidade da operação de uma ETE: os transientes ocorrem ao longo do dia e dos meses. Um exemplo deste efeito é a vazão de infiltração na rede coletora de esgotos devido a chuvas, que aumentam sobremaneira a vazão afluente à ETE enquanto simultaneamente diminuem a concentração de poluentes do despejo.

Dentro deste contexto, o presente trabalho avalia o desempenho das modalidades acima em sistemas de lodos ativados com variação diária de vazão e de carga orgânica – ou seja, em regime não estacionário – observando-se as características dos efluentes tratados com o auxílio de *software* de integração numérica. Assim, pretende-se subsidiar engenheiros e gestores de órgãos de saneamento na tomada de decisão do tipo de sistema a implantar, não raras vezes escolhido segundo parâmetros subjetivos.

O capítulo 2, a seguir, versa sobre o método de pesquisa empregado, no qual se incluem os objetivos principal e secundários do trabalho e a hipótese de pesquisa. O capítulo 3, por sua vez, abrange as principais equações que regem a cinética da estabilização biológica de águas residuárias, além da revisão dos principais conceitos relativos ao tema. O capítulo 4 abrange uma revisão do método e dos principais parâmetros de projeto empregados no dimensionamento de reatores de lodos ativados. Já o capítulo 5 inclui a seleção de uma vazão de projeto e a caracterização de determinado despejo, sendo realizado o dimensionamento de reatores de fluxo contínuo e intermitente visando o seu tratamento. No capítulo 6, os reatores dimensionados são modelados em *software* de integração numérica, quando então se aplicam transientes hidráulicos e orgânicos aos sistemas, sendo observadas as características do efluente tratado. Finalmente, o capítulo 7 compreende as conclusões.

## **2 MÉTODO DE PESQUISA**

A estabilização de esgotos por lodos ativados é um tema bastante amplo, existindo inúmeras particularidades em cada modalidade de operação de reatores, bem como diversos métodos e dispositivos de tratamento. No sentido de delimitar a abrangência deste estudo, apresentam-se, nos itens a seguir, o método de pesquisa proposto.

### **2.1 QUESTÃO DE PESQUISA**

A questão de pesquisa deste trabalho é: aplicando-se transientes hidráulicos e orgânicos na operação de reatores de fluxo contínuo e de batelada, no tratamento de águas residuárias por sistemas de lodos ativados, comparativamente, que resultados são observados?

### **2.2 OBJETIVOS DO TRABALHO**

Os objetivos do trabalho estão classificados em principal e secundários e são apresentados nos próximos itens.

#### **2.2.1 Objetivo principal**

O objetivo principal deste trabalho é a comparação quanto à qualidade em termos de matéria orgânica e formas nitrogenadas do efluente tratado em reatores de lodos ativados de fluxo contínuo e de batelada, aplicando-se variação de vazão e de carga orgânica afluente.

### 2.2.2 Objetivos secundários

Os objetivos secundários deste trabalho são:

- a) a seleção dos principais parâmetros de projeto utilizados do dimensionamento de reatores e do decantador secundário;
- b) o dimensionamento dos reatores e do decantador secundário para a vazão de projeto e característica do despejo proposto, visando a produção de efluentes tratados de mesmas características;
- c) a determinação de qual processo ocupa a menor área em planta para o tratamento do despejo proposto, visando a produção de efluentes tratados de mesmas características;
- d) a determinação de qual processo gera mais lodo durante o tratamento proposto, visando a produção de efluentes tratados de mesmas características.

## 2.3 HIPÓTESES

As hipóteses do trabalho, considerando condições não estacionárias de carga hidráulica e orgânica, são de que tanto reatores de fluxo contínuo quanto de fluxo intermitente (de batelada) apresentam perdas em suas eficiências de tratamento, e de que os efluentes tratados por reatores do primeiro tipo apresentam melhores características do que os do segundo sob as mesmas condições, no que tange tanto à presença de matéria orgânica quanto a formas nitrogenadas.

## 2.4 PRESSUPOSTOS

O trabalho tem por pressupostos:

- a) serem válidas as equações empíricas consagradas na literatura especializada, as quais descrevem a concentração de compostos, o crescimento de microrganismos e o consumo do substrato, o consumo de oxigênio por organismos aeróbios na oxidação do carbono orgânico, a nitrificação e desnitrificação;
- b) ser válida a equação de Monod na descrição do crescimento microbiano face à concentração de substrato, tanto para carga orgânica como para formas nitrogenadas;

- c) a integridade dos flocos biológicos recirculados ao tanque de aeração, em lodos ativados de fluxo contínuo;
- d) que o sistema de aeração fornece oxigênio suficiente às demandas carbonácea e nitrogenada, de maneira eficaz e uniforme em todas as zonas aeróbias dos reatores;
- e) que existe alcalinidade suficiente para a ocorrência da nitrificação completa nos reatores (aproximadamente 7,14 kg CaCO<sub>3</sub>/kg NH<sub>3</sub>-N), e que o pH se encontra numa faixa adequada para a mesma reação (entre 6,5 a 8);
- f) que os dispositivos e as tubulações de saída dos efluentes dos reatores são capazes de suportar grandes aumentos de vazão de operação, sem causar transbordamentos nas estações;
- g) ser adequado o uso do método de Runge-Kutta de quarta ordem (RK4) para a integração numérica das equações diferenciais que regem a cinética biológica no tratamento de efluentes;
- h) estar validado o *software* Vensim PLE, na versão 5.10e acadêmica, na solução numérica de equações diferenciais pelo método de Runge-Kutta de quarta ordem (RK4).

## 2.5 PREMISSA

O trabalho tem por premissa a importância do conhecimento dos efeitos das condições transitórias de vazão e de carga orgânica aplicadas a estruturas originalmente concebidas para operar em regime estacionário, sendo este idealizado, não correspondendo à realidade da operação das estações de tratamento de esgotos em geral.

## 2.6 DELIMITAÇÕES

O trabalho delimita-se ao estudo da depuração de esgotos de origem doméstica, tipicamente originários de cidades brasileiras de médio porte, localizadas na região Sul do País.

## 2.7 LIMITAÇÕES

Nas reações em análise, foi considerada a temperatura média constante de 20°C. Para efeitos de dimensionamento, o balanço de massas dos reatores foi realizado a partir de vazão afluente

constante e com concentração de matéria orgânica e nutrientes constantes, isto é, em condições estacionárias. Realizou-se apenas um dimensionamento por tipo de reator, sendo selecionadas como dados de entrada as concentrações típicas de matéria orgânica, de formas nitrogenadas e de sólidos presentes nos esgotos domésticos de cidades brasileiras de médio porte, com população compreendida entre 100 mil e 500 mil habitantes, a uma vazão característica de 200 L/s durante 24 h/d.

A desnitrificação estudada é do tipo pós-anóxica, sendo utilizado o metanol como fonte externa de matéria orgânica nesta etapa. Para o reator de fluxo contínuo, a zona anóxica encontra-se junto à zona aeróbia no mesmo tanque, não sendo estudados os efeitos da interface das duas zonas. Para ambos os reatores estudados, desprezou-se a concentração de oxigênio dissolvido na fase anóxica.

O estudo compreendeu exclusivamente a remoção de matéria orgânica e formas nitrogenadas (nitrogênio amoniacal e nitratos), não incluindo outros parâmetros tais como toxicidade, organismos patogênicos e fósforo, que demandam métodos específicos de tratamento. Além disso, dada a dificuldade em se produzir lodo para ensaios experimentais, bem como pelo fato de que é requerido longo tempo para determinação de parâmetros cinéticos, não foram realizados testes em laboratório.

## 2.8 DELINEAMENTO

O trabalho foi realizado através das etapas apresentadas a seguir, as quais estão representadas na figura 1:

- a) estudo dos conceitos gerais do tratamento de esgotos,
  - conceituação geral dos esgotos e de sua constituição;
  - parâmetros gerais de controle na engenharia sanitária;
- b) estudo dos fundamentos do tratamento biológico,
  - cinética do consumo de substrato;
  - cinética de crescimento e decaimento bacteriano e da formação de biomassa;
  - nitrificação e desnitrificação biológica;
- c) estudo da hidráulica de reatores,
  - reatores de fluxo contínuo;

- reatores sequenciais em batelada;
- d) seleção dos dados de projeto e dimensionamento dos reatores,
  - reator de fluxo contínuo com decantador secundário;
  - reatores sequenciais em batelada;
- e) simulação de condições não estacionárias sobre os reatores dimensionados;
- f) identificação dos efeitos dos transientes sobre os efluentes tratados;
- g) consolidação das conclusões.

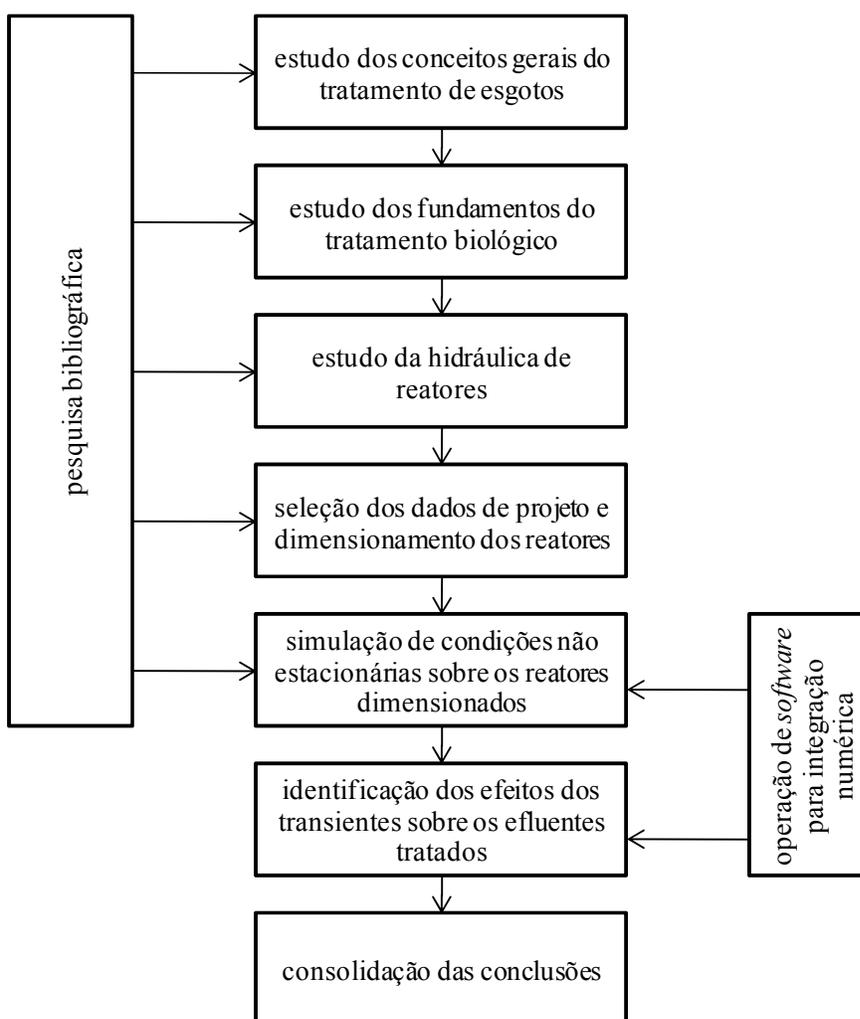


Figura 1: fluxograma das etapas do trabalho

A pesquisa bibliográfica ocorreu durante as cinco primeiras etapas do trabalho. A operação do *software* de integração numérica, por sua vez, ocorreu durante as etapas de simulação de condições não estacionárias e de identificação dos efeitos destas nos efluentes tratados.

O trabalho inicia com o estudo dos conceitos gerais do tratamento de esgotos, que incluiu os principais componentes das águas residuárias pertinentes ao trabalho. Em sequência, o estudo dos fundamentos do tratamento biológico compreende a consolidação das equações que descrevem o consumo de substrato, o crescimento e o decaimento bacteriano, a formação de flocos biológicos (biomassa), a nitrificação e a desnitrificação, necessárias para a consecução das etapas seguintes.

O estudo da hidráulica e da cinética de reatores visou à aplicação dos fundamentos do tratamento biológico a cada modalidade operativa em estudo, quais sejam, de fluxo contínuo e de batelada. Para cada caso, são estabelecidos critérios para o dimensionamento visando à remoção de matéria orgânica e formas nitrogenadas.

Uma vez revisados os conceitos gerais do tratamento de esgotos, dos fundamentos do tratamento biológico e da hidráulica de reatores, inicia-se a etapa de dimensionamento e, posteriormente, de simulação de transientes. Para o dimensionamento dos dispositivos, selecionam-se dados de entrada tais como carga orgânica, formas nitrogenadas, concentração de sólidos e vazão em faixas típicas de esgotos domésticos encontradas na literatura pesquisada. Tais parâmetros foram aplicados a ambos os tipos de reatores estudados, visando à mesma eficiência de tratamento.

As etapas de simulação de condições não estacionárias consistem em aplicar variações de vazão afluente e concentração de matéria orgânica sobre os reatores dimensionados, utilizando-se o *software* Vensim PLE, na versão 5.10e acadêmica, capaz de fornecer soluções numéricas de equações diferenciais pelo método de Runge-Kutta de quarta ordem. Ao simular condições não estacionárias analisam-se, na etapa seguinte, os efeitos das variações sobre os efluentes tratados. Também se verificam, através das simulações, se tais efluentes mantêm as características inicialmente previstas na fase de dimensionamento, aplicando-se uma água residuária com parâmetros correspondentes aos dados de entrada do projeto, em condições estacionárias. A última etapa compreende as considerações finais, em que se reúnem todos os resultados obtidos nos cálculos para responder à questão de pesquisa.

### 3 CONCEITOS GERAIS DO TRATAMENTO BIOLÓGICO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS

Nos itens a seguir, é apresentada uma revisão geral dos principais constituintes das águas residuárias pertinentes ao trabalho tais como matéria orgânica, sólidos e formas nitrogenadas, traduzidos em parâmetros para o tratamento e monitoramento da qualidade de efluentes. Também são apresentados os fundamentos do tratamento biológico de águas residuárias, explicitados em forma de equações diferenciais as quais são utilizadas posteriormente na etapa de simulação de operação dos reatores de lodos ativados.

#### 3.1 ORIGEM DAS ÁGUAS RESIDUÁRIAS

Águas residuárias apresentam diversas origens, dentre as quais se destacam a doméstica e a industrial. Conforme a NBR 9648 (ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS, 1986, p. [1]), é o “[...] despejo líquido constituído de esgotos doméstico e industrial, água de infiltração e a contribuição pluvial parasitária.”. A mesma Norma define que esgoto doméstico é “[...] o despejo líquido resultante do uso da água para higiene e necessidades fisiológicas humanas [...]”, enquanto que o industrial é “[...] o despejo líquido resultante dos processos industriais, respeitados os padrões de lançamento estabelecidos.”.

A origem de determinado esgoto influi diretamente em suas características, que podem variar quantitativa e qualitativamente (JORDÃO; PESSOA, 1995, p. 19). O presente trabalho tem como enfoque o tratamento de esgotos domésticos, que, segundo Sant’Anna Júnior (2010, p. 43) apresenta faixa de DBO<sub>5</sub> de 120 a 500 mg/L tipicamente.

Segundo Araújo (2003, p. 15), “[...] o esgoto doméstico é gerado a partir da água de abastecimento [...]” e “Suas características variam de acordo com os hábitos e costumes de cada localidade.”. Segundo o mesmo autor, a concentração de matéria orgânica depende também do consumo de água *per capita*, sendo usual a taxa de 200 L/hab.d, a qual pode ser até quatro vezes maior em grandes cidades de outros países, gerando um esgoto mais diluído.

Ainda que a sorte de constituintes de um esgoto doméstico seja o mais amplo possível, a Engenharia vale-se de alguns parâmetros que padronizam as características das águas residuárias e que norteiam a elaboração do projeto de uma ETE, além de balizar o monitoramento do esgoto e do efluente tratado. Alguns destes parâmetros, dentre os quais se destaca a  $DBO_5$ , anteriormente citada, serão revisados brevemente nos itens a seguir.

### 3.2 CARACTERÍSTICAS DAS ÁGUAS RESIDUÁRIAS

As características das águas residuárias podem ser subdivididas em três grandes grupos: físicas, químicas e biológicas. Nas características físicas, incluem-se a matéria sólida, temperatura, odor, cor e turbidez, entre outros parâmetros (JORDÃO; PESSOA, 1995, p. 24). No presente trabalho, dada à pertinência no processo de tratamento por lodos ativados, interessará a classificação da **matéria sólida**, em especial dos sólidos em suspensão e dissolvidos voláteis.

Os constituintes químicos são tipicamente classificados como inorgânicos e orgânicos. Constituintes químicos inorgânicos incluem pH, nitrogênio, fósforo, alcalinidade, cloretos, enxofre, metais, entre outros (METCALF & EDDY INC., 2003, p. 57). Neste trabalho, destaque será dado ao **nitrogênio**, especialmente em razão das exigências impostas pela Resolução n. 357/2005 do Conselho Nacional de Meio Ambiente quanto à sua presença em corpos d'água. Já os **constituintes orgânicos**, de acordo com Von Sperling (1995, p. 66), estão relacionados aos parâmetros demanda bioquímica de oxigênio e demanda química de oxigênio – DBO e DQO –, de uso consolidado na área de tratamento de esgotos.

Finalmente, segundo Jordão e Pessoa (1995, p. 24), as características biológicas incluem toda a sorte de microrganismos, patogênicos ou não, dos quais se destacam os agentes responsáveis pela estabilização biológica dos esgotos, abordados no item 3.3. Nos itens a seguir serão revisados os parâmetros relativos a matéria sólida, constituintes orgânicos e nitrogênio, fundamentais para o dimensionamento dos reatores de lodos ativados e para o monitoramento da qualidade dos efluentes brutos e tratados.

### 3.2.1 Matéria sólida

Segundo Finotti et al. (2009, p. 78), a matéria sólida é definida como todo o conteúdo que permanece como resíduo numa amostra de despejo submetida à evaporação à temperatura de 103 a 105°C, podendo ser classificadas segundo as suas dimensões: dissolvidos (de  $10^{-5}$  a  $10^{-3}$   $\mu\text{m}$ ), coloidais ( $10^{-3}$  a 1  $\mu\text{m}$ ) e suspensos (1 a 100  $\mu\text{m}$ ). De acordo com Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 43), os sólidos suspensos (SS) são a parcela dos sólidos totais (ST) que são retidos em filtro de porosidade em torno de 1,58  $\mu\text{m}$  (variando de 0,45 a 2,00  $\mu\text{m}$ ), medida após secagem à temperatura de 105°C, enquanto que a parcela que passa pelo filtro constitui os sólidos dissolvidos (SD). Os sólidos voláteis são aqueles que volatilizam depois de calcinados a  $550 \pm 50^\circ\text{C}$ , sendo denominados sólidos suspensos voláteis (SSV) ou sólidos dissolvidos voláteis (SDV) de acordo com a retenção no filtro. A figura 2 mostra percentagens típicas da classificação de matéria sólida encontrada nos esgotos domésticos.

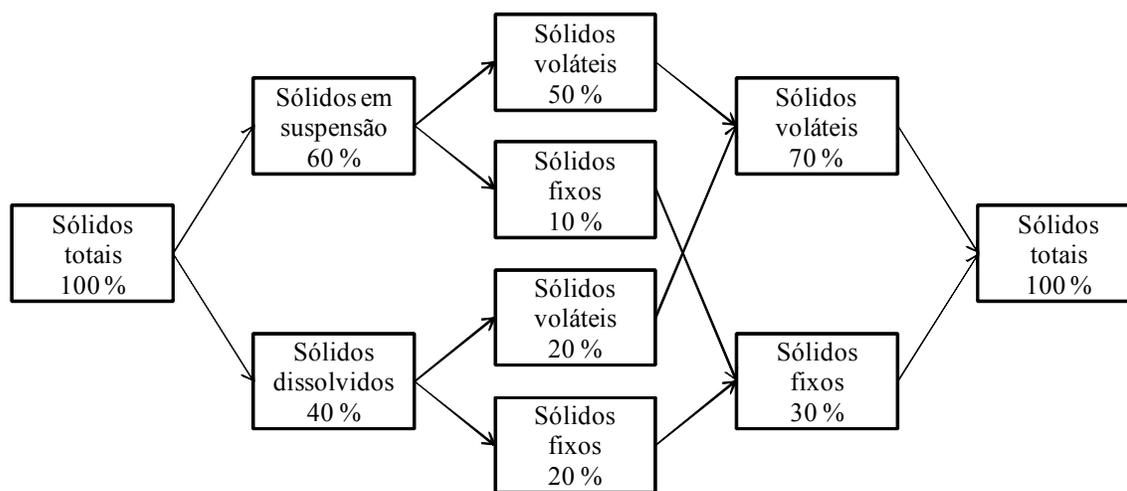


Figura 2: composição dos sólidos nos esgotos (JORDÃO; PESSOA, 1995, p. 26)

A importância do conceito de sólidos voláteis reside na quantificação de substâncias orgânicas nas águas residuárias. Segundo Jordão e Pessoa (1995, p. 27), as substâncias orgânicas volatilizam e as minerais permanecem em forma de cinza e, sabendo a fração de sólidos voláteis, pode-se inferir sua estabilidade biológica.

Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 668) introduz, adicionalmente, o conceito de sólidos suspensos voláteis não biodegradáveis (SSVnb), que é matéria orgânica não inerte presente do efluente

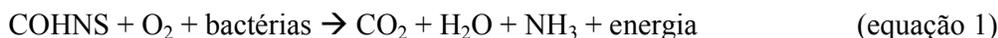
de lodos ativados, contribuindo para o volume de lodo produzido na estação. O mesmo autor afirma haver uma boa correlação entre o valor de SSVnb e a DQO não biodegradável particulada, à qual será feita referência no próximo item.

### 3.2.2 Constituintes orgânicos

A matéria orgânica das águas residuárias encontra-se sob as formas típicas de proteínas, carboidratos, gorduras e óleos, uréia, além de uma enorme gama de moléculas orgânicas sintéticas em pequenas concentrações, como fenóis, surfactantes e pesticidas (PESSOA; JORDÃO, 1995, p. 31). Para efeitos de projeto, a DBO e a DQO ainda são os parâmetros mais utilizados para quantificar a matéria orgânica presente em um despejo.

#### 3.2.2.1 DBO

A demanda bioquímica de oxigênio – DBO – envolve a medição do oxigênio dissolvido utilizado por microrganismos na oxidação bioquímica da matéria orgânica. Segundo Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 82), inicialmente, uma parte da matéria orgânica é oxidada em energia que será utilizada pelos microrganismos para a manutenção celular e reprodução. Esta fase é representada pela equação 1, em que a matéria orgânica é representada pela molécula de glicose (termo COHNS, que representa os elementos carbono, oxigênio, hidrogênio, nitrogênio e enxofre encontrados no despejo):



A fase seguinte representa a síntese celular:



Na fase final, quando a matéria orgânica se encontrar escassa, os microrganismos consomem seu próprio tecido celular para obter energia, processo denominado respiração endógena:



De acordo com Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 82), os três processos acima referem-se à oxidação da matéria orgânica carbonácea, e o oxigênio necessário para se completar as três fases é expresso nos termos **DBO carbonácea ou DBO última** ( $\text{DBO}_U$ ). Von Sperling (1995, p. 99) indica também outro processo de oxidação, o qual se refere à transformação das formas nitrogenadas da matéria orgânica (proteínas e uréia) em nitrogênio amoniacal, o qual é transformado em nitrito e nitrato em processo denominado nitrificação, realizado por microrganismos autótrofos quimiossintetizantes que utilizam o  $\text{CO}_2$  como fonte de carbono e a amônia como fonte de energia.

Assim, o oxigênio é requerido também para a nitrificação. Esta DBO é denominada **DBO nitrogenada**, cujo atendimento ocorre em fase posterior à da DBO carbonácea em face da menor velocidade de reprodução das bactérias nitrificantes (VON SPERLING, 1995, p. 103). A demanda de oxigênio ao longo do tempo, para um esgoto tipicamente doméstico, é representada na figura 3, em que se observa a demanda nitrogenada sendo exercida posteriormente à carbonácea.

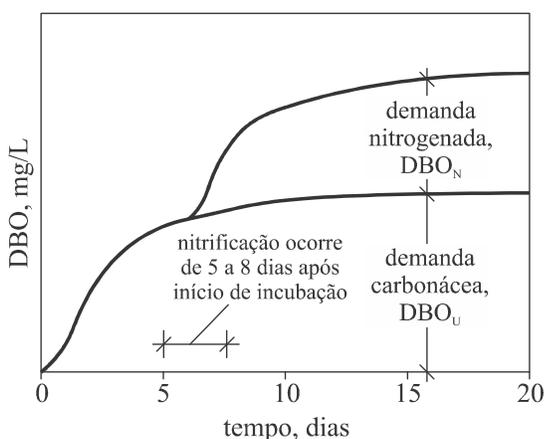


Figura 3: demanda bioquímica de oxigênio exercida ao longo do tempo numa amostra (adaptado de METCALF & EDDY INC., 2003, p. 88)

De acordo com Von Sperling (1995, p. 67), por conveniência e maior rapidez do teste, padronizou-se a medição da DBO após cinco dias, cujo valor é expresso pelo termo **DBO<sub>5</sub>**, que representa de forma bastante eficaz o valor da DBO carbonácea. A temperatura, por sua vez, também foi padronizada a 20°C, dando origem ao termo DBO<sub>5</sub><sup>20</sup>, ou **DBO padrão**. Cabe observar, assim, que a quantidade de matéria orgânica em um despejo pode ser inferida indiretamente pelo valor da DBO carbonácea. O mesmo autor também afirma que a utilização da DBO como parâmetro de medição de matéria orgânica vem gradualmente sendo substituída pela DQO, que é abordada no próximo item.

### 3.2.2.2 DQO

A demanda química de oxigênio – DQO – tem um significado semelhante ao da DBO, sendo utilizado um agente oxidante forte, como o dicromato de potássio em solução ácida, para oxidar quimicamente a matéria orgânica presente num despejo. Como resultado, tem-se a oxidação da matéria orgânica biodegradável e não-biodegradável, além da oxidação de algumas substâncias mais resistentes à oxidação biológica e a reação de algumas substâncias inorgânicas com o dicromato de potássio, o que leva o valor da DQO a ser superior ao da DBO (METCALF & EDDY INC., 2003, p. 94).

Segundo Von Sperling (1995, p. 69), a principal vantagem do teste da DQO é o tempo para se obter o resultado, em torno de 2,5 h. Conforme Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 94), encontra-se em desenvolvimento um teste com tempo ainda mais reduzido, em torno de 15 min.

Além da classificação da DQO em biodegradável (DQOb) e não biodegradável (DQOnb), Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 668-669) introduz os conceitos DQO solúvel (DQOs) e DQO particulada (DQOp), e ainda DQO biodegradável solúvel (DQObs) e DQO biodegradável particulada (DQObp). Segundo o autor, a DQObp corresponde à parcela de lenta biodegradabilidade, enquanto que a DQObs apresenta biodegradabilidade mais rápida, em especial a parcela denominada DQO rapidamente biodegradável (DQOrb). A equação 4 estabelece relações entre tais variáveis, sendo de grande importância para o projeto de sistemas de lodos ativados:

$$DQObp/DQOp = (DQOb/DBO).(DBO - DBOs) / (DQO - DQOs) \quad (\text{equação 4})$$

Onde:

DQObp = concentração de DQO biodegradável particulada, em  $g/m^3$  ou  $mg/L$ ;

DQOp = concentração de DQO particulada, em  $g/m^3$  ou  $mg/L$ ;

DQOb = concentração de DQO biodegradável, em  $g/m^3$  ou  $mg/L$ ;

DBO = concentração de  $DBO_5$ , em  $g/m^3$  ou  $mg/L$ ;

DBOs = concentração de  $DBO_5$  solúvel, em  $g/m^3$  ou  $mg/L$ ;

DQO = concentração de DQO, em  $g/m^3$  ou  $mg/L$ ;

DQOs = concentração de DQO solúvel, em  $g/m^3$  ou  $mg/L$ ;

Finalmente, o mesmo autor estabelece a seguinte expressão para estimar a quantidade de SSVnb a partir dos parâmetros de DQO:

$$SSVnb = (1 - DQObp/DQOp).SSV \quad (\text{equação 5})$$

Onde:

SSVnb = concentração de sólidos suspensos voláteis não biodegradáveis, em  $g/m^3$  ou  $mg/L$ ;

SSV = concentração de sólidos suspensos voláteis, em  $g/m^3$  ou  $mg/L$ .

### 3.2.3 Nitrogênio

Segundo Von Sperling (1995, p. 31-32), o nitrogênio alterna-se entre várias formas e estados de oxidação, sendo encontrado das seguintes formas no meio aquático: nitrogênio molecular ( $N_2$ ), escapando para atmosfera; nitrogênio orgânico (dissolvido e em suspensão); nitrito ( $NO_2^-$ ) e nitrato ( $NO_3^-$ ). Conforme o mesmo autor, são diversos os problemas relacionados à presença do nitrogênio nos corpos d'água: o nitrato está associado a doenças como a metahemoglobinemia; o nitrogênio é nutriente essencial para algas, podendo levar à eutrofização de lagos e represas; a conversão do nitrogênio orgânico a nitrato ocorre com

consumo de oxigênio, diminuindo a concentração de OD nos rios; a amônia é tóxica aos peixes e seres humanos. Assim, é imperiosa a remoção de nitrogênio dos efluentes de ETE.

O nitrogênio orgânico é, primeiramente, convertido a nitrogênio amoniacal e, em ambiente aeróbio, é oxidado inicialmente a nitrito e, deste, a nitrato, no fenômeno denominado nitrificação, processo cujo consumo de oxigênio corresponde à demanda nitrogenada. Segundo Jordão e Pessoa (1995, p. 37), a quantificação do nitrogênio envolve a determinação das seguintes formas: nitrogênio orgânico e nitrogênio amoniacal – ambos pelo método Kjeldahl (NTK) –, além de nitritos e nitratos. Cabe salientar que o nitrogênio amoniacal engloba a forma de amônia ( $\text{NH}_3$ ) ou íon *amonium* ( $\text{NH}_4^+$ ), e que o parâmetro Nitrogênio Total corresponde à soma de todas as parcelas anteriores (NTK + nitritos + nitratos). O quadro 1 indica os padrões de qualidade para corpos d'água relacionados às formas de nitrogênio, segundo a Resolução n. 357/2005 do Conselho Nacional de Meio Ambiente.

PARÂMETRO	UNIDADE	ÁGUAS DOCES [CLASSES]			
		1	2	3	4
N amoniacal total ( $\text{pH} \leq 7,5$ )	mg N/L	3,7	3,7	13,3	-
N amoniacal total ( $7,5 < \text{pH} \leq 8,0$ )	mg N/L	2,0	2,0	5,6	-
N amoniacal total ( $8,0 < \text{pH} \leq 8,5$ )	mg N/L	1,0	1,0	2,2	-
N amoniacal total ( $\text{pH} > 8,5$ )	mg N/L	0,5	0,5	1,0	-
Nitrato	mg N/L	10,0	10,0	10,0	-
Nitrito	mg N/L	1,0	1,0	1,0	-

Quadro 1: padrões de qualidade para corpos d'água relacionados às formas de nitrogênio (BRASIL, 2005)

Diversos outros constituintes das águas residuárias são importantes nos processos de tratamento e monitoramento de esgotos, dentre os quais se incluem parâmetros físicos e químicos, nutrientes específicos e organismos patogênicos (JORDÃO; PESSOA, 1995, p. 14-15). No entanto, dado o escopo do presente trabalho, optou-se por enfatizar apenas os parâmetros anteriormente abordados, sendo os principais no tratamento biológico de esgotos, tema revisado no item a seguir.

### 3.3 TRATAMENTO BIOLÓGICO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS

Segundo Von Sperling (1996, p. 11), os processos biológicos são processos naturais que ocorrem em corpos d'água após o lançamento de despejos, em que a matéria orgânica é convertida em produtos mineralizados inertes num fenômeno denominado autodepuração. O autor afirma também que os mesmos fenômenos ocorrem numa ETE, porém com a introdução de tecnologia, o que faz com que o processo de estabilização ocorra em condições controladas e em taxas mais elevadas. Os itens a seguir tratam da classificação dos microrganismos quanto ao seu metabolismo, bem como dos mecanismos de estabilização da matéria orgânica, da remoção de nitrogênio e da produção de biomassa, assuntos fundamentais para o estudo dos processos envolvidos nos lodos ativados.

#### 3.3.1 Classificação e metabolismo dos microrganismos

No tratamento de esgotos, os organismos podem ser classificados segundo os seguintes critérios (METCALF & EDDY INC., 2003, p. 564):

- a) quanto à fonte de carbono,
  - seres autótrofos: utilizam o carbono inorgânico ( $\text{CO}_2$ ) na formação de novas células;
  - seres heterótrofos: utilizam o carbono orgânico na formação de novas células;
- b) quanto à fonte de energia,
  - seres fototróficos: utilizam a luz como fonte de energia para a síntese celular;
  - seres quimiotróficos: utilizam reações de oxidação química como fonte de energia para a síntese celular.

Von Sperling (1996, p. 16) afirma que a maioria dos organismos os quais depuram a matéria orgânica presente nas águas residuárias são heterótrofos e quimiotróficos, também denominados quimioheterótrofos, ao passo que os organismos nitrificantes são seres autótrofos. Também afirma que a remoção da matéria orgânica ocorre através do catabolismo, destacando-se o catabolismo oxidativo, pela oxidação da matéria orgânica, e o catabolismo fermentativo, pela fermentação da matéria orgânica. No primeiro caso, a matéria orgânica é oxidada por um aceptor de elétrons presente no meio, como o oxigênio, o nitrato e o sulfato.

Quando o oxigênio é utilizado como aceptor de elétrons, a reação é denominada **aeróbia**, enquanto as reações envolvendo outros aceptores são denominadas **anaeróbias**. O termo **anóxica** é utilizado para distinguir a utilização do nitrito ou do nitrato de outros aceptores de elétrons utilizados em condições anaeróbias (METCALF & EDDY INC., 2003, p. 565).

O processo dos lodos ativados ocorre em condições aeróbias, sendo necessário, portanto, o suprimento de oxigênio nos reatores (JORDÃO; PESSOA, 1995, p. 371). A cinética de crescimento celular e do consumo do substrato orgânico por microrganismos na estabilização da matéria orgânica são assuntos que serão revisados no item subsequente.

### 3.3.2 Cinética da estabilização biológica da matéria orgânica

Os itens a seguir abrangem os princípios gerais que regem a cinética da estabilização biológica da matéria orgânica, geralmente em forma de equações envolvendo taxas de crescimento ou de consumo. Tais equações diferenciais fundamentam os parâmetros de projeto de reatores, sendo utilizadas também na etapa de simulação dos efeitos dos transientes a partir de integrações numéricas.

#### 3.3.2.1 Taxa de utilização do substrato solúvel

Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 581) sugere a seguinte expressão para a taxa de utilização de substrato solúvel (em termos de SSV, DBO ou DQO solúvel):

$$r_s = dS/dt = -k.X.S / (K_s + S) \quad (\text{equação 6})$$

Onde:

$r_s$  = taxa de variação da concentração do substrato em função de sua utilização, em  $\text{g/m}^3.\text{d}$  ou  $\text{mg/L.d}$ ;

$k$  = taxa máxima de utilização do substrato, em  $\text{g substrato/g microrganismos.d}$  ou  $\text{d}^{-1}$ ;

$X$  = concentração de biomassa (microrganismos), em  $\text{g/m}^3$  ou  $\text{mg/L}$ ;

S = concentração de substrato biodegradável (nutriente limitante, SSV, STV, DBO ou DQO biodegradável), em g/m<sup>3</sup> ou mg/L;

K<sub>s</sub> = constante de meia-velocidade, ou seja, concentração do substrato quando a taxa de utilização do substrato for igual a k/2, em g/m<sup>3</sup> ou mg/L.

O modelo sugerido na equação 6 apresenta a forma proposta por Monod<sup>1</sup> (1949 apud METCALF & EDDY INC., 2003, p. 582) para descrever o crescimento bacteriano face à disponibilidade do substrato. Von Sperling (1996, p. 110) explicita esta forma, conforme apresenta-se na equação 7:

$$\mu = \mu_{\max} \cdot S / (K_s + S) \quad (\text{equação 7})$$

Onde:

$\mu$  = taxa de crescimento específico, em (g de novas células)/(g de células existentes).d ou d<sup>-1</sup>;

$\mu_{\max}$  = taxa máxima de crescimento específico, em d<sup>-1</sup>.

Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 582) afirma que a taxa máxima de crescimento específico  $\mu_{\max}$  pode ser relacionada com a taxa máxima de utilização do substrato k através de uma constante de proporcionalidade Y, de modo que  $\mu_{\max} = k \cdot Y$  e, portanto,  $k = \mu_{\max} / Y$ . Assim, a equação 6 também é expressa conforme a equação 8, a seguir, que é a forma apresentada por Sant'Anna Júnior (2010, p. 131) e Von Sperling (1996, p. 119):

$$r_s = dS/dt = - \mu_{\max} \cdot X \cdot S / [Y \cdot (K_s + S)] \quad (\text{equação 8})$$

Onde:

Y = constante de proporcionalidade da formação de biomassa pelo consumo de substrato, em g SSV/g DBO ou DQO biodegradável.

---

<sup>1</sup> MONOD, J. The growth of bacterial cultures. **Annual Review of Microbiology**, [New York], p. 371-394, [Oct.] 1949.

### 3.3.2.2 Taxa de crescimento da biomassa

No item anterior, observou-se que a taxa de crescimento bacteriano dependia da concentração do substrato, evidenciado pela equação de Monod. Pode-se afirmar, também, que o crescimento bacteriano é função da própria concentração de bactérias e, neste caso, obtém-se a equação 9, a seguir (METCALF & EDDY INC., 2003, p. 584):

$$r_x = dX/dt = \mu_{\max} \cdot X \cdot S / (K_s + S) - k_d \cdot X \quad (\text{equação 9})$$

Onde:

$r_x$  = taxa líquida de crescimento da biomassa, ou taxa de produção líquida de sólidos, em  $g/m^3 \cdot d$  ou  $mg/L \cdot d$ ;

$k_d$  = coeficiente de respiração endógena, em (g de SSV/g de SSV.d) ou  $d^{-1}$ .

A equação 9 também pode ser reescrita da seguinte maneira, conforme sugere Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 584), relacionando os coeficientes relativos ao consumo do substrato:

$$r_x = dX/dt = Y \cdot k \cdot X \cdot S / (K_s + S) - k_d \cdot X \quad (\text{equação 10})$$

### 3.3.2.3 Coeficientes cinéticos para utilização do substrato e crescimento da biomassa

Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 585-704) sugere valores constantes no quadro 2 para os coeficientes cinéticos de remoção do substrato e crescimento da biomassa, para esgotos domésticos a 20°C, em sistemas de lodos ativados. Importante verificar que os valores indicados também se referem à parcela biodegradável de DQO (DQOb) em substituição do parâmetro **clássico** da DBO.

Cabe também salientar que tais valores podem variar de acordo com a população de microrganismos e com a origem dos esgotos, o que justifica a grande amplitude das faixas indicadas no quadro 2. Outros coeficientes, relativos à remoção de nitrogênio, são indicados no item subsequente.

COEFICIENTE	UNIDADE	FAIXA	TÍPICO
$\mu_{\max}$	g SSV/g SSV.d	3–13,2	6
k	g DQObs/g SSV.d	2–10	5
$K_s$	mg/L DBO	25–100	60
	mg/L DQOb	5–40	20
	mg/L DQObs	10–60	40
Y	mg SSV/mg DBO	0,4–0,8	0,6
	mg SSV/mg DQOb	0,3–0,5	0,4
	mg SSV/mg DQObs	0,3–0,6	0,4
$k_d$	g SSV/g SSV.d	0,06–0,2	0,12

Quadro 2: coeficientes cinéticos para utilização do substrato e crescimento da biomassa a 20°C, para sistemas de lodos ativados (adaptado de METCALF & EDDY INC., 2003, p. 585-704)

### 3.3.3 Cinética da remoção biológica de nitrogênio

A remoção biológica do nitrogênio em águas residuárias passa por duas fases, quais sejam: nitrificação, em condições aeróbias, e desnitrificação, em condições anóxicas (VON SPERLING, 1996, p. 101). O presente trabalho abordará esses processos sob a forma convencional, com nitrificação completa e desnitrificação, apesar da existência de tecnologias alternativas para a remoção de nitrogênio.

#### 3.3.3.1 Nitrificação

A nitrificação consiste na oxidação do nitrogênio amoniacal a nitratos através de duas fases, segundo as reações a seguir (JORDÃO; PESSOA, 1995, p. 35; VON SPERLING, 1996, p. 99). A conversão da amônia a nitrito é realizada tipicamente por bactérias *Nitrossomonas*, conforme é demonstrada na equação 11:



A conversão do nitrito a nitrato é realizada tipicamente por bactérias *Nitrobacter*, de acordo com a equação 12:



Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 614) indica a equação 13 para a taxa de crescimento das bactérias nitrificantes – AOB (*ammonia-oxidizing bacteria*<sup>2</sup>) ou *Nitrossomonas* – e das bactérias nitrificantes – NOB (*nitrite-oxidizing bacteria*<sup>3</sup>) ou *Nitrobacter*, também indicada por Sant’Anna Júnior (2010, p. 293) em referência ao modelo do tipo Monod:

$$\mu_B = [\mu_{mB} \cdot N / (K_n + N)] \cdot [\text{OD} / (K_o + \text{OD})] - k_{dn} \quad (\text{equação 13})$$

Onde:

$\mu_B$  = taxa de crescimento das bactérias nitrificantes – AOB ou NOB, dependendo da aplicação, ou de bactérias nitrificantes em geral –, em g de células/g de células.d;

$\mu_{mB}$  = taxa máxima de crescimento das bactérias nitrificantes – AOB ou NOB, dependendo da aplicação, em g de células/g de células.d;

N = concentração de amônia ou nitrito, dependendo da aplicação da fórmula (nitrificação ou nitratação), em g/m<sup>3</sup> ou mg/L;

$K_n$  = constante de meia velocidade para a concentração de amônia ou nitrito, dependendo da aplicação da fórmula (nitrificação ou nitratação), em g/m<sup>3</sup> ou mg/L;

OD = concentração de oxigênio dissolvido no meio, em g/m<sup>3</sup> ou mg/L;

$K_o$  = constante de meia velocidade para o oxigênio dissolvido, em g/m<sup>3</sup> ou mg/L;

$k_{dn}$  = taxa específica de declínio celular das bactérias nitrificantes – AOB ou NOB, dependendo da aplicação, ou de bactérias nitrificantes em geral –, em g SSV/g SSV.d.

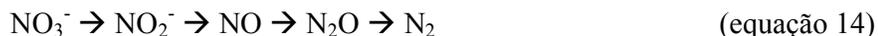
<sup>2</sup> Bactérias oxidadoras de amônia, do inglês.

<sup>3</sup> Bactérias oxidadoras de nitrito, do inglês.

Grady Jr. e Lim<sup>4</sup> (1980 apud SANT'ANNA JÚNIOR, 2010, p. 293) apresentam a faixa de 0,33 a 0,65 d<sup>-1</sup> e de 0,14 a 0,84 d<sup>-1</sup> para  $\mu_{mB}$  relativa às AOB e NOB respectivamente, ao passo que Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 614) indica a faixa global de 0,25 a 0,77 d<sup>-1</sup>. Sant'Anna Júnior (2010, p. 293) indica faixas de 0,6 a 3,6 mg/L e 1,1 a 2,1 mg/L para a constante  $K_n$  relativo às AOB e NOB respectivamente. Piciooreanu et al.<sup>5</sup> (1997 apud SANT'ANNA JÚNIOR, 2010, p. 293) indicam a faixa de 0,2 a 0,4 mg/L e 1,2 a 1,5 mg/L para a contante  $K_o$  relativa às AOB e NOB respectivamente. De acordo com Van Haandel e Marais<sup>6</sup> (1999 apud VAN HAANDEL et al., 2009, p. 185<sup>-1</sup>86), “[...] a faixa de variação das constantes de decaimento e de meia saturação ( $0 < k_{dn} < 0,1 \text{ d}^{-1}$  e  $0 < K_n < 2 \text{ mg/L}$ ) tem, relativamente, pouca importância sobre a nitrificação.”.

### 3.3.3.2 Desnitrificação

A desnitrificação ocorre em condições anóxicas, isto é, na ausência de oxigênio porém na presença de nitratos. Segundo Sant'Anna Júnior (2010, p. 296), o processo é realizado por bactérias facultativas heterotróficas realizando a sequência explicitada na equação 14:



De acordo com a sequência acima, o nitrato é reduzido a nitrogênio gasoso, em condições que assegurem que o nitrato seja aceptor final de elétrons ao invés do oxigênio. Sant'Anna Júnior (2010, p. 296) afirma também que, caso exista oxigênio disponível no meio, as bactérias facultativas utilizarão este como aceptor de elétrons, pois geraria mais energia, inibindo-se a desnitrificação, motivo pelo qual devem ser impostas condições anóxicas no reator. Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 760) indica a equação 15 para descrever a taxa de consumo de nitratos,

<sup>4</sup> GRADY JR, C. P. L.; LIM, H. C. **Biological wastewater treatment**. New York: Marcel Dekker, 1980.

<sup>5</sup> PICIOREANU, C.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; HEIJNEN, J. J. Modelling the effect of oxygen concentration on nitrite accumulation in a biofilm airlift suspension reactor. **Water Science and Technology**, [London], v. 36, p. 445-455, 1997.

<sup>6</sup> VAN HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. V. R. **O Comportamento do sistema de lodo ativado: teoria e aplicações para operação e projetos**. Campina Grande: Epgraf, 1999.

levando-se em consideração os efeitos da presença de oxigênio dissolvido – através dos termos  $K_o'$  e OD – na inibição da desnitrificação:

$$r_{NOx} = [(1 - 1,42Y)/2,86]. [kXS/(K_s + S)]. [NO_3/(K_{s,NO_3} + NO_3)]. [K_o'/(K_o' + OD)]. \eta + [NO_3/(K_{s,NO_3} + NO_3)]. [K_o'/(K_o' + OD)]. (1,42/2,86). k_d.X. \eta \quad (\text{equação 15})$$

Onde:

$r_{NOx}$  = taxa de desnitrificação, em  $g/m^3.d$  ou  $mg/L.d$ ;

$NO_3$  = concentração de nitratos, em  $g/m^3$  ou  $mg/L$ ;

$K_{s,NO_3}$  = coeficiente de meia velocidade para a redução de nitratos, em  $g/m^3$  ou  $mg/L$ ;

$K_o'$  = coeficiente de inibição do consumo de nitratos pela presença de OD, em  $g/m^3$  ou  $mg/L$ ;

$\eta$  = fração de bactérias desnitrificantes na biomassa, em  $g\ SSV/g\ SSV$ .

Por se tratar de reação com a presença de bactérias heterotróficas, há a necessidade de uma fonte de carbono externa, sendo o metanol uma alternativa consagrada. Neste caso, segundo Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 760), o termo S refere-se à concentração do metanol como substrato orgânico, expresso em termos de DQO biodegradável (DQOb), sendo os coeficientes cinéticos sugeridos no quadro 3.

COEFICIENTE	UNIDADE	VALOR A 20°C
$\mu_{max}$	$g\ SSV/g\ SSV.d$	1,86
k	$g\ DQOb/g\ SSV.d$	10,3
$K_s$	$mg/L\ DQOb$	9,1
Y	$g\ SSV/g\ DQOb$	0,18
$k_d$	$g\ SSV/g\ SSV.d$	0,05

Quadro 3: coeficientes cinéticos para o metanol como substrato orgânico, a 20°C (adaptado de METCALF & EDDY INC., 2003, p. 785)

Quanto aos coeficientes relativos à utilização do nitrato como acceptor de elétrons no lugar do oxigênio, Barker e Dold<sup>7</sup> (1997 apud METCALF & EDDY INC., 2003, p. 623) sugerem o valor de 0,1  $mg/L$  para o coeficiente  $K_{s,NO_3}$  e a faixa de 0,1 a 0,2  $mg/L$  para o coeficiente  $K_o$ .

<sup>7</sup> BARKER, P. L.; DOLD, P. L. General Model for Biological Nutrient Removal in Activated Sludge Systems: model presentation. **Water Environment Research**, v. 69, n. 5, p. 969-984, 1997.

Quanto ao coeficiente  $\eta$ , Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 622) afirma que seu valor pode ser próximo à unidade para sistemas pós-anóxicos, como o caso do presente estudo.

No capítulo a seguir, as expressões anteriormente apresentadas são adaptadas para o dimensionamento prático de reatores de lodos ativados. Tais expressões são consagradas na literatura em geral e, apesar das simplificações impostas às equações diferenciais da cinética biológica do consumo de substratos, resultam em projetos reais em operação no País.

## **4 FUNDAMENTOS DO PROJETO DE REATORES DE LODOS ATIVADOS**

Os itens a seguir consistem numa compilação dos critérios e das expressões utilizadas no dimensionamento de reatores de lodos ativados visando à remoção de matéria orgânica e de formas nitrogenadas de águas residuárias. Tais critérios baseiam-se nos fundamentos expostos no capítulo 3, porém com as simplificações necessárias ao projeto dos dispositivos necessários ao tratamento. Destaque especial foi dado aos tipos de reatores que são a base do estudo do presente trabalho, quais sejam, de fluxo contínuo e de batelada.

### **4.1 REATOR DE FLUXO CONTÍNUO**

Os reatores de fluxo contínuo recebem vazão afluyente ininterruptamente durante sua operação. As particularidades destes dispositivos, bem como as expressões utilizadas no seu dimensionamento, são apresentadas nos próximos itens.

#### **4.1.1 Descrição do processo**

Segundo Von Sperling (1996, p. 50), o reator de fluxo contínuo é aquele que apresenta entradas e saídas contínuas, podendo ser em fluxo em pistão (em que as partículas passam pelo tanque e são descarregadas na mesma sequência em que entraram, como um êmbolo, sem misturas longitudinais) ou de mistura completa (em que as partículas que entram no tanque se misturam imediatamente a toda massa líquida do reator). Dada à configuração de projetos reais de reatores de lodos ativados, pode-se considerar que reatores de fluxo contínuo se processam por mistura completa e que a biodegradação do substrato obedece à cinética reação de primeira ordem, sob a qual a concentração ao longo do tempo é expressa pela equação 16 (VON SPERLING, 1996, p. 59):

$$S = S_0 / (1 + K.t) \quad (\text{equação 16})$$

Onde:

$S$  = concentração de substrato do efluente, em  $\text{g/m}^3$  ou  $\text{mg/L}$ ;

$S_0$  = concentração de substrato do afluente, em  $\text{g/m}^3$  ou  $\text{mg/L}$

$K$  = constante da reação de primeira ordem, em  $\text{d}^{-1}$ ;

$t$  = tempo decorrido de reação, podendo ser igualado ao tempo de detenção hidráulica, em  $\text{d}$ .

Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 661) descreve o processo de tratamento por lodos ativados em fluxo contínuo em três etapas:

- o reator recebe continuamente o fluxo a ser tratado, mantendo a solução em mistura constante com aeração, proporcionando aos microrganismos contato com a matéria orgânica em suspensão no tanque, possibilitando que as reações ocorram em condições aeróbias;
- o efluente sai continuamente do reator e é transferido a um decantador (como a massa líquida dentro do reator de fluxo contínuo encontra-se completamente misturada, faz-se necessária a instalação de um decantador para a separação de sólidos do efluente do reator);
- parte do lodo sedimentado é retornada ao reator aerado, tendo em vista que os flocos formados encontram-se ativos e ávidos por alimento.

A figura 4 ilustra o processo, observando-se que o lodo sedimentado é retornado em parte ao reator aerado.

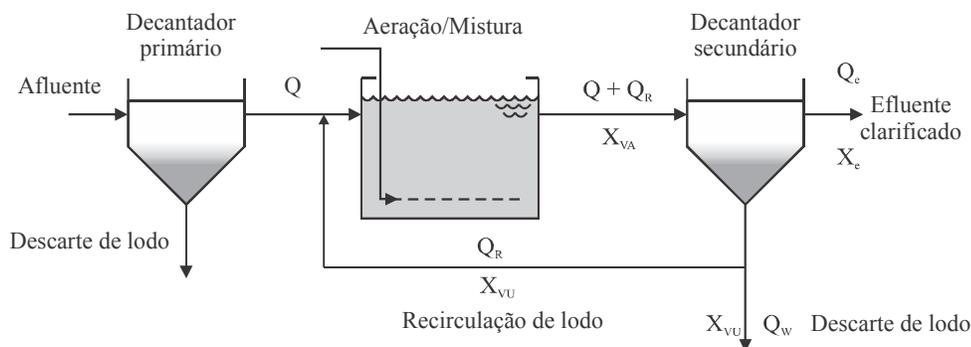


Figura 4: operação de um reator de fluxo contínuo com recirculação de lodo (adaptado de METCALF & EDDY INC., 2003, p. 662)

### 4.1.2 Cinética do processo

Considerando os parâmetros da figura 4 e fluxo contínuo em regime estacionário (sem transientes hidráulicos e orgânicos), o balanço de massas de microrganismos pode ser descrito pela equação 17 (JORDÃO; PESSOA, 1995, p. 412-413):

$$(dX/dt).V = Q.X_0 - [(Q - Q_w).X_e - Q_w.X_{vu}] + r_x.V \quad (\text{equação 17})$$

Onde:

V = volume do reator, em m<sup>3</sup>;

Q = vazão afluyente, em m<sup>3</sup>/d;

X<sub>0</sub> = concentração da biomassa afluyente, em g de SSV/m<sup>3</sup>.

Q<sub>w</sub> = vazão de descarte de lodo, em m<sup>3</sup>/d;

X<sub>e</sub> = concentração da biomassa efluyente, em g de SSV/m<sup>3</sup>;

X<sub>vu</sub> = concentração de biomassa do lodo recirculado ao tanque de aeração, em g de SSV/m<sup>3</sup>.

Assumindo-se a condição estacionária para efeitos de dimensionamento, tem-se que dX/dt = 0. Considerando-se a concentração de microrganismos no efluyente X<sub>0</sub> = 0 e valendo-se da equação 6, substituindo r<sub>x</sub> da equação 18 por Y.dS/dt - k<sub>d</sub>.X<sub>va</sub> (sendo X<sub>va</sub> a concentração de biomassa no reator) e rearranjando, obtém-se as equações 18 e 19:

$$0 = -[(Q - Q_w).X_e - Q_w.X_{vu}] + (Y.dS/dt - k_d.X_{va}).V \quad (\text{equação 18})$$

$$(Y/X_{va}).dS/dt - k_d = [(Q - Q_w).X_e + Q_w.X_{vu}] / (X_{va}.V) \quad (\text{equação 19})$$

Onde:

X<sub>va</sub> = concentração de biomassa no reator, em g de SSV/m<sup>3</sup> ou mg de SSV/L;

O termo da direita é o inverso da idade do lodo (Θ<sub>c</sub>, em d), a qual é definida como a massa de sólidos no sistema dividida pela massa de sólidos retirada do sistema por unidade de tempo (VON SPERLING, 1996, p. 129), o que resulta na equação 20:

$$1/\Theta_c = (Y/X_{va}).dS/dt - k_d \quad (\text{equação 20})$$

Substituindo  $dS/dt$  pelos termos da equação 8, obtêm-se as equações 21 e 22, as quais são utilizadas no dimensionamento dos reatores conforme observa-se no capítulo subsequente:

$$1/\Theta_c = \mu_{\max}.S / (K_s + S) - k_d \quad (\text{equação 21})$$

$$S = K_s.[1 + (k_d).\Theta_c] / [\Theta_c.(\mu_{\max} - k_d) - 1] \quad (\text{equação 22})$$

### 4.1.3 Produção de lodo

Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 682) sugere a seguinte expressão para a produção de lodo em reatores de fluxo contínuo, incluindo-se a produção relativa à nitrificação:

$$P_{x,SSV} = Q.Y.(S_0 - S) / (1 + k_d.\Theta_c) + f_d.k_d.Q.Y.(S_0 - S).\Theta_c / (1 + k_d.\Theta_c) + \quad (\text{equação 23})$$

$$Q.Y_n'.(NO_x) / (1 + k_{dn}.\Theta_c) + Q.(SSV_{nb})$$

Onde:

$P_{x,SSV}$  = produção líquida diária de biomassa, em g de SSV/d;

$f_d$  = fração da biomassa remanescente da respiração endógena, em g de SSV/g de SSV;

$Y_n'$  = constante de proporcionalidade da formação de biomassa pelo consumo da matéria nitrogenada, em g de SSV/g de  $NH_4-N$ ;

$NO_x$  = concentração de nitrogênio amoniacal ( $NH_4-N$ ) nitrificado, em mg/L.

Para uma relação  $DBO_U/DBO = 1,5$  (esgotos domésticos típicos), indica-se o valor de  $f_d$  de 0,15. Em relação à nitrificação, para temperaturas de 20°C o valor de  $Y_n'$  está compreendido entre 0,10 e 0,15 SSV/g de  $NH_4-N$ , sendo típico o valor de 0,12 SSV/g de  $NH_4-N$ .  $k_{dn}$ , por sua

vez, compreende-se entre 0,05 e 0,15 d<sup>-1</sup>, sendo típico o valor de 0,08 d<sup>-1</sup> (METCALF & EDDY INC., 2003, p. 705).

A equação 23, se desmembrada em partes denominadas A, B, C e D, resultaria em  $P_{x,SSV} = A + B + C + D$ . Para se obter a produção de sólidos suspensos totais (SST), Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 683) apresenta a equação 24:

$$P_{x,SST} = (A + B + C)/0,85 + D + Q.(SSF) \quad (\text{equação 24})$$

Onde:

SSF = concentração de sólidos suspensos fixos, em g/m<sup>3</sup> ou mg/L.

#### 4.1.4 Remoção de nitrogênio

Os critérios para a nitrificação em reatores de fluxo contínuo obedecem ao exposto no item 3.3.3.1, valendo-se da equação 13 para o cálculo da taxa de crescimento das bactérias nitrificantes. Quanto à quantidade de nitrogênio oxidado, Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 684) sugere a aplicação da equação 25:

$$NO_x = NTK - N - 0,12.P_{x,bio}/Q \quad (\text{equação 25})$$

Onde:

NTK = concentração de nitrogênio total Kjeldahl afluente, em g/m<sup>3</sup> ou mg/L;

N = concentração de nitrogênio NH<sub>4</sub>-N efluente, em g/m<sup>3</sup> ou mg/L;

$P_{x,bio}$  = biomassa em excesso produzida, equivalente às partes A, B e C da equação 26, em g/d.

Quanto à desnitrificação, considerando-se a disposição de uma zona anóxica precedida por uma zona aeróbia, sem recirculação interna, Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 754-761) indica a seguinte relação dada pela equação 26:

$$DQOb/NO_3-N = 2,86 / (1 - 1,42 \cdot Y_n) \quad (\text{equação 26})$$

Onde:

$DQOb/NO_3-N$  = relação entre a quantidade de matéria orgânica consumida e nitratos reduzidos, em g/g;

$Y_n$  = constante de proporcionalidade da formação líquida de biomassa na desnitrificação pelo consumo de substrato, em g de SSV/g de  $DQOb$  utilizada.

De acordo com o mesmo autor, a constante  $Y_n$  é calculada pela equação 27:

$$Y_n = Y / (1 + k_{dn} \cdot \Theta_c) \quad (\text{equação 27})$$

As equações acima possibilitam o cálculo do substrato orgânico necessário à desnitrificação, oriundo da zona aeróbia que antecede a zona anóxica. Para o cálculo do volume desta última zona, o autor sugere utilizar a relação entre a quantidade de biomassa produzida no reator (calculada por equações anteriormente apresentadas), multiplicada pela idade do lodo, pela quantidade de SST no efluente.

#### 4.1.5 Decantador secundário

O decantador secundário, necessário à sedimentação do efluente do reator aerado, pode ser calculado a partir da taxa de aplicação superficial, dada pela equação 28 (JORDÃO; PESSOA, 1995, p. 183):

$$A = Q/TAS \quad (\text{equação 28})$$

Onde:

$A$  = área superficial do decantador, em  $m^2$ ;

$TAS$  = taxa de aplicação superficial, em  $m^3/m^2 \cdot d$ .

Pessoa e Jordão (1995, p. 183-184) sugerem a faixa de 20 a 30 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d para a taxa de aplicação superficial e de 19 a 29 kg SST/m<sup>2</sup>.d para a carga de sólidos suspensos totais (CSST) aplicada em relação à área do decantador secundário. Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 687), por sua vez, indicam a faixa de 4 a 6 kg SST/m<sup>2</sup>.h, adotada neste trabalho.

## 4.2 REATOR SEQUENCIAL EM BATELADA (SBR<sup>8</sup>)

Segundo Von Sperling (1996, p. 51), o reator em batelada “[...] é aquele no qual não há fluxo entrando ou saindo [...]”, portanto, com fluxo descontínuo. De acordo com o mesmo autor, o frasco do teste da DBO pode ser comparado a um reator em batelada. Os itens a seguir descrevem brevemente o processo e a cinética baseada no balanço de massas do sistema.

### 4.2.1 Descrição do processo

Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 720) descreve o fluxo de reatores do tipo SBR em cinco etapas:

- a) enchimento, etapa na qual o reator recebe o afluente bruto;
- b) aeração (reação), etapa na qual se promove o consumo de matéria orgânica e a nitrificação em meio aeróbio;
- c) sedimentação (clarificação), etapa na qual os aeradores são desligados, promovendo-se o repouso e a decantação do efluente;
- d) remoção do clarificado, etapa na qual se remove a porção superior do volume do reator, à qual corresponde o efluente límpido;
- e) remoção do lodo sedimentado, etapa na qual se retira o excesso de lodo acumulado junto ao fundo do reator.

As etapas acima se encontram ilustradas na figura 5.

---

<sup>8</sup> Utiliza-se o termo SBR como sigla de *sequencing batch reactor*, que em inglês significa reator sequencial em batelada.

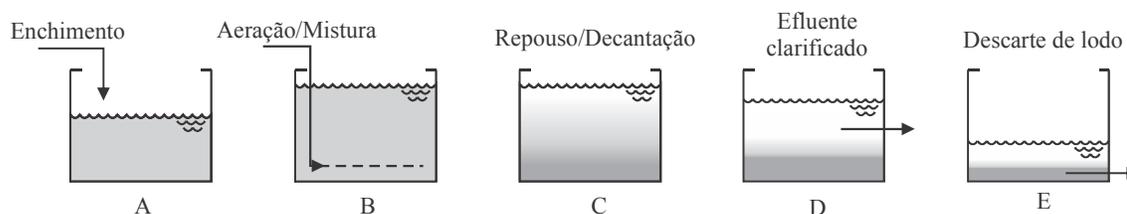


Figura 5: etapas operacionais de um reator de batelada (adaptada de METCALF & EDDY INC., 2003, p. 721)

Reatores de batelada podem ser aproximados por um modelo de fluxo de pistão, já que as partículas de fluido que entram no tanque apresentam concentrações decrescentes de substrato ao longo do tempo. Neste caso, a concentração ao longo do tempo se processa conforme a equação 29 (VON SPERLING, 1996, p. 54):

$$S = S_0 \cdot e^{-k \cdot t} \quad (\text{equação 29})$$

Observa-se que, assim como no processo de fluxo contínuo, o lodo ativo apresenta importância no processo de tratamento. O procedimento usual é deixar no fundo do reator, após a decantação, uma parcela do lodo sedimentado para que, no próximo ciclo de enchimento, o lodo ativo potencialize o consumo de matéria orgânica do despejo (JORDÃO; PESSOA, 1995, p. 420).

#### 4.2.2 Cinética do processo

Considerando o balanço de massas do reator de batelada, Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 722) apresenta a equação 30:

$$(dS/dt) \cdot V = Q \cdot S_0 - Q \cdot S + r_s \cdot V \quad (\text{equação 30})$$

De acordo com a equação 6, tem-se que  $r_s = -\mu_{\max} \cdot X \cdot S / [Y \cdot (K_s + S)]$ . No entanto, em se tratando de uma reação em batelada, após enchimento do reator tem-se que  $Q = 0$ . Logo, a equação 30 pode ser expressa conforme a equação 31:

$$dS/dt = -\mu_{\max} \cdot X \cdot S / Y(K_s + S) \quad (\text{equação 31})$$

Esta equação, após integrada, assume a forma da equação 32:

$$K_s \cdot \ln(S_0 / S_t) + (S_0 - S_t) = X \cdot (\mu_{\max} / Y) \cdot t \quad (\text{equação 32})$$

Onde:

$S_t$  = concentração do substrato no tempo  $t$ , em  $g/m^3$  ou  $mg/L$ .

### 4.2.3 Produção de lodo e remoção de nitrogênio

O cálculo da produção de lodo obedece ao mesmo critério apresentado anteriormente para reatores de fluxo contínuo. Já a nitrificação para o SBR obedece à expressão de forma semelhante à da equação 32, na qual se introduz o efeito do oxigênio dissolvido (METCALF & EDDY INC., 2003, p. 723):

$$K_n \cdot \ln(N_0 / N_t) + (N_0 - N_t) = X_n \cdot (\mu_{mB} / Y_n') \cdot t \cdot [OD / (K_o + OD)] \quad (\text{equação 33})$$

Para a desnitrificação, é imposta uma fase anóxica que sucede a de aeração. A cinética obedece à equação 15, que inclui parâmetros relativos à presença de matéria orgânica (fonte externa de carbono) e de nitratos.

No capítulo a seguir são dimensionados dois sistemas, um em fluxo contínuo e outro de batelada. Os dados de entrada correspondem às características típicas dos esgotos domésticos de conglomerados urbanos de médio porte, conforme anteriormente preconizado.

## 5 DIMENSIONAMENTO DE REATORES DE LODOS ATIVADOS

Os itens a seguir abordam o dimensionamento de reatores de lodos ativados para o tratamento de águas residuárias em regime estacionário, um sistema em fluxo contínuo e outro de batelada, visando à remoção de matéria orgânica, à nitrificação completa e à desnitrificação. Para tanto, aplicaram-se métodos baseados no balanço de massas e na idade do lodo conforme exposto no capítulo 4.

Para o estudo proposto, selecionaram-se dados de projeto únicos para ambos os sistemas de forma a possibilitar a comparação dos resultados tanto quanto ao dimensionamento quanto ao desempenho frente às condições não estacionárias, simuladas no capítulo 6. Como dados de projeto entende-se a caracterização da água residuária, sendo selecionados parâmetros típicos dos esgotos domésticos brasileiros, bem como os requisitos do efluente tratado e a seleção dos valores para os coeficientes cinéticos relativos à estabilização biológica dos esgotos, abordados a seguir.

### 5.1 DADOS PARA O PROJETO DAS UNIDADES DE TRATAMENTO

Os dados para o projeto das unidades podem ser expressos quanto às características da água residuária, do efluente tratado, da localização da estação e também quanto às condições operacionais disponíveis pelo órgão responsável pelas instalações, incluindo-se nestas a disponibilidade de recursos financeiros, de pessoal treinado e capacitado, de área para a implantação da ETE, entre outros. Para efeitos do presente trabalho, desconsiderar-se-ão os fatores relativos às condições operacionais do órgão, admitindo-se haver disponibilidade de área para a implantação das unidades, de pessoal treinado e capacitado para operar a estação, de recursos para a automação das unidades dimensionadas e de instrumentação para o monitoramento dos processos.

Os itens subsequentes abordam parâmetros relativos às características da água residuária e dos requisitos do efluente tratado. Posteriormente, na etapa de dimensionamento, são selecionados valores relativos à cinética biológica dentre aqueles indicados por diversos autores.

### **5.1.1 Vazão de projeto e características da água residuária**

A vazão de projeto considerada é de 200 L/s, equivalente a 17.280 m<sup>3</sup>/d para uma alimentação constante de 24 h, que equivale à vazão de uma estação de médio porte. Para vazões maiores, as ETE podem ser concebidas com o emprego modular de vários reatores, fato constatado em diversas unidades construídas no País.

A temperatura do esgoto é considerada fixa em 20°C, compatível com a dos efluentes gerados nos centros urbanos localizados nas regiões Sul e Sudeste, apesar do fato de que as temperaturas típicas de inverno na região Sul, especialmente no Rio Grande do Sul, podem ser de até 15°C. Contudo, os 20°C preconizados inicialmente se aplicam a um maior número de cidades das regiões selecionadas.

Autores, como Sant'Anna Júnior (2010, p. 43), apontam a faixa de DBO<sub>5</sub> de 120 a 500 mg/L para esgotos domésticos, sendo típica a concentração de 300 mg/L de DBO<sub>5</sub> (ou, simplesmente, DBO) do esgoto afluente. Para a concentração de DQO afluente, o mesmo autor considera típico o valor de 500 mg/L. Por outro lado, estudo realizado por Oliveira e Von Sperling (2005, p. 350) em 166 estações em operação no País apontou concentrações médias de DBO e DQO respectivas de 527 e 1.113 mg/L, bem acima daqueles reportados na literatura em geral. Para efeitos do presente trabalho, optou-se por utilizar os parâmetros típicos de DBO e DQO, quais sejam, de 300 e 500 mg/L respectivamente, simulando-se no capítulo seguinte os efeitos das concentrações maiores observadas por Oliveira e Von Sperling (2005, p. 350) aplicadas sobre os reatores dimensionados.

As frações solúveis de DBO e DQO podem ser determinadas em amostras filtradas, podendo-se utilizar filtro de 0,45 µm conforme sugerido por Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 669). Na ausência de ensaios, valendo-se da relação entre sólidos dissolvidos e sólidos totais indicada na figura 2, estimou-se os valores das frações solúveis em 40% das concentrações totais de DBO e DQO, resultando em 120 e 200 mg/L de DBOs e DQOs respectivamente.

A concentração média de sólidos suspensos totais afluente (SST) observada por Oliveira e Von Sperling (2005, p. 350) foi de 435 mg/L, bem acima da média de 210 mg/L indicada por Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 186) para esgotos moderadamente concentrados. Analogamente ao preconizado para DBO e DQO, considera-se a concentração típica de SST de 210 mg/L, sendo simulados os efeitos da aplicação da carga maior nos reatores no capítulo seguinte. Valendo-se da relação entre SST e sólidos suspensos voláteis (SSV) indicada na figura 2 (60% e 50% dos sólidos totais, respectivamente), determinou-se a concentração de SSV em 175 mg/L afluente ao tratamento secundário.

Finalmente, estimou-se o valor de 40 mg/L de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), conforme indicado por Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 186) para esgotos moderadamente concentrados. Outrossim, as observações recentes de Oliveira e Von Sperling (2005, p. 349-350) apontaram uma média de 66 mg/L para NTK, situação a qual será simulada no capítulo seguinte. Quanto à concentração de nitrogênio amoniacal ( $\text{NH}_4\text{-N}$ ), Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 670) sugere a faixa de 60 a 70% do NTK, consolidando-se como dado de projeto a concentração de 25 mg/L.

### **5.1.2 Requisitos do efluente tratado**

De acordo com o Art. 28, § 2., da Resolução n. 357/2005 do Conselho Nacional de Meio Ambiente, “Para os parâmetros não incluídos nas metas obrigatórias, os padrões de qualidade a serem obedecidos são os que constam na classe na qual o corpo receptor estiver enquadrado.” (BRASIL, 2005). Assim, para os requisitos de DBO e formas nitrogenadas efluente tratado considerar-se-ão os padrões de qualidade requeridos para um corpo receptor de água doce enquadrado na classe 2.

O quadro 1 aponta as concentrações máximas relativas às formas nitrogenadas para um corpo enquadrado na classe 2: 0,5 mg/L para nitrogênio amoniacal (considerando  $\text{pH} > 8,5$ ); 10 mg/L para nitrato ( $\text{NO}_3\text{-N}$ ) e 1,0 mg/L para nitrito ( $\text{NO}_2\text{-N}$ ). Quanto à concentração de DBO, a Resolução impõe o limite de 5 mg/L para a corpo receptor de mesma classe.

### 5.1.3 Resumo dos dados de projeto

O quadro 4 resume os parâmetros anteriormente escolhidos para o dimensionamento das unidades de tratamento.

PARÂMETRO	AFLUENTE TRATAMENTO SECUNDÁRIO (mg/L)	EFLUENTE TRATADO (mg/L)
DBO	300	5
DBO solúvel	120	
DQO	500	
DQO solúvel	200	
SST	150	
SSV	125	
NTK	40	
NH <sub>4</sub> -N	25	0,5
NO <sub>2</sub> -N	0	1
NO <sub>3</sub> -N	0	10

Quadro 4: dados de projeto utilizados no dimensionamento dos reatores de lodos ativados

## 5.2 DIMENSIONAMENTO DE REATOR DE FLUXO CONTÍNUO

Os itens a seguir abordam etapas do dimensionamento de um reator operando a fluxo contínuo visando a remoção de DBO, nitrificação e desnitrificação, com decantador secundário e recirculação de lodo. As unidades de concentração anteriormente expressas em mg/L passam a ser expressas apenas em g/m<sup>3</sup>, sem alteração no seu valor nominal.

### 5.2.1 Frações de sólidos e matéria orgânica

Admitindo-se a relação DQO biodegradável e DBO (DQOb/DBO) de 1,6, tem-se:

$$DQOb (= S_0) = 1,6.(DBO) = 1,6. (300 \text{ g/m}^3) = 480 \text{ g/m}^3$$

A fração não biodegradável da DQO (DQOnb) é a diferença entre a DQO e a DQOb:  $20 \text{ g/m}^3$ . A fração não biodegradável de SSV (SSVnb), por sua vez, é obtida com o uso das equações 4 e 5:

$$DQObp/DQOp = (DQOb/DBO).(DBO - DBOs) / (DQO - DQOs)$$

$$DQObp/DQOp = [1,6.(300 - 120) \text{ g/m}^3] / [(500 - 200) \text{ g/m}^3] = 0,96$$

$$SSVnb = (1 - DQObp/DQOp).SSV = (1 - 0,96).175 \text{ g/m}^3 = 7 \text{ g/m}^3$$

Finalmente, a fração inerte dos sólidos suspensos totais (SSF) é obtida pela relação dada na figura 2:  $35 \text{ g/m}^3$ . O item a seguir contempla a determinação da idade do lodo necessária tanto à nitrificação como para a remoção de DBO.

### 5.2.2 Idade do lodo

Conforme afirmado no item 3.2.2.1, a demanda nitrogenada é exercida em fase posterior à carbonácea uma vez que os organismos nitrificantes apresentam uma taxa de crescimento menor do que a dos organismos heterotróficos. Dos organismos nitrificantes, observa-se que os nitritantes (*ammonia-oxidizing bacteria* – AOB) apresentam cinética de crescimento mais lenta do que a dos nitratantes (*nitrite-oxidizing bacteria* – NOB), motivo pelo qual a taxa de crescimento dos primeiros será a considerada para o cálculo da idade do lodo necessária tanto para a nitrificação como para a remoção de DBO.

Valendo-se da equação 13, aplicada à fase de nitrificação e dos seus respectivos parâmetros cinéticos indicados no item 3.3.3.1 (estimados em:  $\mu_{mB} = 0,65 \text{ d}^{-1}$ ;  $K_n = 0,6 \text{ g/m}^3$ ;  $K_o = 0,4 \text{ g/m}^3$ ;  $k_{dn} = 0,08 \text{ d}^{-1}$ ), para a concentração de nitrogênio amoniacal N do efluente tratado (portanto mínima) e a concentração de OD no tanque constante de  $2 \text{ g/m}^3$ , obtém-se:

$$\mu_B = [\mu_{mB}.N / (K_n + N)].[OD / (K_o + OD)] - k_{dn}$$

$$\mu_B = [(0,65 \text{ d}^{-1}) \cdot (0,5 \text{ g/m}^3) / (0,6 + 0,5) \text{ g/m}^3] \cdot [(2 \text{ g/m}^3) / (0,4 + 2) \text{ g/m}^3] - (0,08 \text{ d}^{-1})$$

$$\mu_B = 0,16 \text{ d}^{-1}$$

Segundo a equação 20, a idade do lodo equivale ao inverso da taxa de crescimento das bactérias heterotróficas (expressa pelo termo da direita daquela equação). Analogamente, a idade do lodo para a nitrificação pode ser expressa como o inverso da taxa de crescimento das bactérias nitrificantes, resultando em:

$$1/\Theta_c = [\mu_{mB} \cdot N / (K_n + N)] \cdot [OD / (K_o + OD)] - k_{dn} = \mu_B = 0,16 \text{ d}^{-1}$$

$$\Theta_c = 6,25 \text{ d}$$

Admitindo-se um fator de segurança de 1,5, determina-se a idade do lodo para o reator,  $\Theta_c = 10 \text{ d}$ , que resulta substancialmente maior do que os valores normalmente calculados apenas para a remoção de matéria orgânica. Como verificação, calcula-se a seguir a concentração de DQOb no efluente tratado, expressa como S, valendo-se da equação 22 e dos coeficientes cinéticos dados no quadro 2:

$$S = K_s \cdot [1 + (k_d) \cdot \Theta_c] / [\Theta_c \cdot (\mu_{max} - k_d) - 1]$$

$$S = (20 \text{ g/m}^3) \cdot [1 + (0,12 \text{ d}^{-1}) \cdot (10 \text{ d})] / \{(10 \text{ d}) \cdot [(6 - 0,12) \text{ d}^{-1}]\}$$

$$S = 0,76 \text{ g DQOb/m}^3$$

Em termos de DBO, o resultado acima resulta em:

$$DBO = \text{DQOb} / 1,6 = (0,76 \text{ g/m}^3) / 1,6 = 0,48 \text{ g/m}^3$$

Este valor é muito inferior ao exigido para o efluente tratado constante no quadro 4, o que demonstra que a idade do lodo requerida para a nitrificação é bem maior do que a necessária apenas para a remoção de carga orgânica.

### 5.2.3 Produção de lodo e volume aeróbio do reator

A produção de lodo pode ser calculada através das equações 25 e 26. As denominadas partes A, B e C da equação 24 resultam na produção de biomassa,  $P_{x,bio}$ , conforme já referido no item 4.1.4, a seguir calculada, utilizando-se os coeficientes cinéticos indicados anteriormente:

$$P_{x,bio} = [A] + [B] + [C]$$

$$= Q.Y.(S_0 - S) / (1 + k_d.\Theta_c) + f_d.k_d.Q.Y.(S_0 - S). \Theta_c / (1 + k_d.\Theta_c) + Q.Y_n'.(NO_x) / (1 + k_{dn}.\Theta_c)$$

O parâmetro  $NO_x$  – concentração de nitrogênio amoniacal nitrificado – é estimado neste momento em 80% do NTK para uma primeira iteração:  $NO_x \approx 0,8.(NTK) = 32 \text{ mg/L}$ .

$$\begin{aligned} P_{x,bio} &= (17.280 \text{ m}^3/\text{d}).(0,4 \text{ g/g}).(480 - 0,76) \text{ g/m}^3 / [1 + (0,12 \text{ d}^{-1}).(10 \text{ d})] \\ &+ (0,15).(0,12 \text{ d}^{-1}).(17.280 \text{ m}^3/\text{d}).(0,4 \text{ g/g}).(480 - 0,76) \text{ g/m}^3.(10 \text{ d}) / [1 + (0,12 \text{ d}^{-1}).(10 \text{ d})] \\ &+ (17.280 \text{ m}^3/\text{d}).(0,12 \text{ g/g}).(32 \text{ g/m}^3) / [1 + (0,08 \text{ d}^{-1}).(10 \text{ d})] \end{aligned}$$

$$P_{x,bio} = 1.813.572 \text{ g SSV/d} \approx 1.814 \text{ kg SSV/d}$$

A partir do cálculo da produção de biomassa diária, calcula-se o nitrogênio amoniacal nitrificado,  $NO_x$ , com base na equação 25:

$$NO_x = NTK - N - 0,12.P_{x,bio}/Q$$

$$NO_x = (40 \text{ g/m}^3) - (0,5 \text{ g/m}^3) - 0,12.(1.814 \times 10^3 \text{ g/d})/(17.280 \text{ m}^3/\text{d})$$

$$NO_x = 26,9 \text{ g/m}^3$$

O resultado acima é compatível com o estimado inicialmente ( $32 \text{ g/m}^3$ ). Alternativamente, pode-se realizar nova iteração arbitrando-se o valor inicial de  $NO_x = 26,9 \text{ g/m}^3$ , resultando em  $P_{x,bio} = 1.808 \text{ kg SSV/d}$ .

O cálculo da produção diária de sólidos suspensos voláteis pode ser procedido com o uso da equação 23, que equivale a biomassa produzida  $P_{x,bio}$  acrescida da fração não biodegradável de SSV (utilizando-se a concentração de  $SSV_{nb}$  calculada no item anterior):

$$P_{x,SSV} = P_{x,bio} + Q.(SSV_{nb}) = (1.808 \text{ kg/d}) + (17.280 \text{ m}^3/\text{d}).(7 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^3)$$

$$P_{x,SSV} = 1.929 \text{ kg/d}$$

A produção diária de sólidos suspensos totais (SST) inclui a fração inerte (sólidos suspensos fixos – SSF), calculada pela equação 24:

$$P_{x,SST} = P_{x,bio}/0,85 + [D] + Q.(SSF)$$

$$P_{x,SST} = (1.808 \text{ kg/d})/0,85 + (120,96 \text{ kg/d}) + (17.280 \text{ m}^3/\text{d}).(35 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^3)$$

$$P_{x,SST} = 2.853 \text{ kg/d}$$

As massas de SSV ( $M_{SSV}$ ) e SST ( $M_{SST}$ ) na zona aeróbia do reator obtêm-se multiplicando as produções diárias pela idade do lodo:

$$(M_{SSV}).(V) = (P_{x,SSV}).\Theta_c = (1.929 \text{ kg/d}).(10 \text{ d}) = 19.290 \text{ kg}$$

$$(M_{SST}).(V) = (P_{x,SST}).\Theta_c = (2.853 \text{ kg/d}).(10 \text{ d}) = 28.530 \text{ kg}$$

O volume aeróbio do reator pode ser obtido a partir da concentração de sólidos suspensos totais ( $X_{ta}$ ) de projeto a qual, segundo a literatura em geral, pode ser de  $3.000 \text{ g/m}^3$ . Assim, o volume aerado  $V_{ar}$  do reator resulta em:

$$V_{ar} = M_{SST} / X_{ta} = (28.530 \times 10^3 \text{ g}) / (3.000 \text{ g/m}^3) = 9.510 \text{ m}^3$$

Considerando o suprimento de oxigênio suficiente para as reações de consumo de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal, mantendo-se a concentração em torno de  $2 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ , e a alcalinidade suficiente para a nitrificação, estima-se que, após a fase aeróbia, praticamente toda a matéria orgânica terá sido consumida e que aproximadamente 67% do NTK será

convertido a nitrato. A etapa seguinte é a de desnitrificação, promovida a partir de uma zona anóxica alimentada por fonte externa de carbono. No presente estudo foi escolhido o metanol, devido ao seu uso consagrado em estações de tratamento.

#### 5.2.4 Desnitrificação e volume anóxico do reator

A desnitrificação proposta ocorre em volume anóxico de reator disposto a jusante da zona aeróbia, recebendo o efluente tratado desta última. Com base no item 5.2.3, a concentração de nitrato produzida na fase de nitrificação é de  $\text{NO}_x = 26,9 \text{ g/m}^3$  porém há de se considerar, adicionalmente, que o lodo recirculado ao tanque de aeração contém uma concentração de nitrato igual à do efluente.

A concentração de  $\text{NO}_3\text{-N}$  do efluente deverá ser de, no máximo,  $10 \text{ g/m}^3$  conforme exigência proposta no quadro 4. Por motivos de segurança operacional e pela capacidade que sistemas pós-anóxicos com fonte externa de carbono têm de produzir efluentes com concentrações muito baixas de nitrato, foi adotada a concentração de  $\text{NO}_3\text{-N}$  de  $5 \text{ g/m}^3$  como meta de tratamento.

A vazão de recirculação do lodo sedimentado no decantador secundário é calculada a partir do balanço de massas dado pela figura 4, da qual se obtém  $Q_r \cdot X_{vu} = (Q + Q_r) \cdot X_{va}$ . Rearranjando, obtém-se:  $Q/Q_r = (X_{vu}/X_{va}) - 1$ . Admitindo-se uma relação  $X_{vu}/X_{va}$  de 3,33, obtém-se a razão de recirculação  $Q/Q_r$  de 2,33, ou seja, a vazão de lodo recirculado será de:

$$Q_r = Q / 2,33 = (17.280 \text{ m}^3/\text{d}) / 2,33 = 7.416 \text{ m}^3/\text{d} = 86 \text{ L/s}$$

A parcela de concentração de  $\text{NO}_3\text{-N}$  no reator aeróbio devido à recirculação de lodo,  $\text{NO}_{3\text{recirc}}$ , será de:

$$\text{NO}_{3\text{recirc}} = [(7.416 \text{ m}^3/\text{d}) \cdot (5 \text{ g/m}^3) + (17.280 \text{ m}^3/\text{d}) \cdot (0 \text{ g/m}^3)] / (7.416 \text{ m}^3/\text{d} + 17.280 \text{ m}^3/\text{d})$$

$$\text{NO}_{3\text{recirc}} = 1,50 \text{ g/m}^3$$

Assim, a concentração de nitrato em termos de  $\text{NO}_3\text{-N}$  para a desnitrificação será de:

$$\text{NO}_x + \text{NO}_{3\text{recirc}} = 26,9 \text{ g/m}^3 + 1,5 \text{ g/m}^3 = 28,4 \text{ g/m}^3$$

Considerando a idade do lodo obtida no item 5.2.2, de 10 dias, e o uso da equação 22 com os coeficientes cinéticos dados pelo quadro 3, obtém-se a concentração de matéria orgânica residual da desnitrificação, no caso o metanol:

$$S = K_s \cdot [1 + (k_d) \cdot \Theta_c] / [\Theta_c \cdot (\mu_{\max} - k_d) - 1]$$

$$S = (9,1 \text{ g/m}^3) \cdot [1 + (0,05 \text{ d}^{-1}) \cdot (10 \text{ d})] / \{(10 \text{ d}) \cdot [(1,86 \text{ d}^{-1}) - (0,05 \text{ d}^{-1})] - 1\}$$

$$S = 0,80 \text{ g DQOb/m}^3$$

A quantidade de metanol requerida para a desnitrificação pode ser calculada utilizando-se a relação dada pela equação 26, com  $Y_n$  calculado pela equação 27, conforme segue:

$$\text{DQOb/NO}_3\text{-N} = 2,86 / (1 - 1,42 \cdot Y_n) = 2,86 / \{1 - 1,42 \cdot [Y / (1 + k_d \cdot \Theta_c)]\}$$

$$\text{DQOb/NO}_3\text{-N} = 2,86 / \{1 - 1,42 \cdot [(0,18 \text{ g/g}) / (1 + (0,05 \text{ d}^{-1}) \cdot (10 \text{ d}))]\}$$

$$\text{DQOb/NO}_3\text{-N} = 3,45 \text{ g/g}$$

A quantidade de nitrato reduzida,  $\text{NO}_{3r}$ , em termos de concentração de  $\text{NO}_3\text{-N}$ , será de:

$$\text{NO}_{3r} = (28,4 \text{ g/m}^3) - (5 \text{ g/m}^3) = 23,4 \text{ g/m}^3$$

Assim, a concentração de DQOb requerida será de:

$$\text{DQOb} = (3,45 \text{ g/g}) \cdot (23,4 \text{ g/m}^3) + 0,80 \text{ g/m}^3 = 81,5 \text{ g/m}^3$$

Considerando a aproximação indicada na literatura de 1,5 g DQOb/g de metanol, obtém-se a dosagem de metanol requerida:  $(81,5 \text{ g/m}^3) / 1,5 = 54,3 \text{ g CH}_3\text{OH/m}^3$ . Multiplicando-se pela vazão de projeto, de 17.280  $\text{m}^3/\text{d}$ , obtém-se a carga de metanol diária necessária de 939 kg/d.

A produção de sólidos provenientes da fase de desnitrificação pode ser obtida pela equação 24, da qual se desconsidera a parte C – relativa à nitrificação. Para efeitos da produção de

lodo, desconsidera-se a fração não biodegradável e inerte do metanol, ficando a equação 24 reduzida a  $P_{x,SST} = (A + B) / 0,85$ :

$$(P_{x,SST}).0,85 = Q.Y.(S_0 - S) / (1 + k_d \cdot \Theta_c) + f_d.k_d.Q.Y.(S_0 - S).\Theta_c / (1 + k_d \cdot \Theta_c)$$

$$(P_{x,SST}).0,85 = (17.280 \text{ m}^3/\text{d}).(0,18 \text{ g/g}).(81,5 - 0,8) \text{ g/m}^3 / [1 + (0,05 \text{ d}^{-1}).(10 \text{ d})] \\ + (0,15).(0,05 \text{ d}^{-1}).(17.280 \text{ m}^3/\text{d}).(0,18 \text{ g/g}).[(81,5 - 0,8) \text{ g/m}^3].(10 \text{ d}) / [1 + (0,05 \text{ d}^{-1}).(10 \text{ d})]$$

$$P_{x,SST} = 211.635 \text{ g/d} \approx 212 \text{ kg/d}$$

Para uma concentração de sólidos suspensos totais na zona anóxica ( $X_{\text{tanox}}$ ) estimada em  $2.000 \text{ g/m}^3$ , conforme sugerido por Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 788), obtém-se o volume desta porção do reator:

$$V_{\text{anox}} = P_{x,SST} \cdot \Theta_c / X_{\text{vanox}} = (212.000 \text{ g/d}).(10 \text{ d}) / (2.000 \text{ g/m}^3) = 1.060 \text{ m}^3$$

### 5.2.5 Tempo de detenção hidráulica

A recirculação do lodo sedimentado no decantador secundário, na realidade, implica em aumento de vazão nas unidades anteriormente dimensionadas. Esta condição não implica em modificação dos cálculos anteriores, porém rege os tempos de detenção hidráulica (TDH) das zonas aeróbia e anóxica. O tempo de detenção hidráulica da zona aeróbia,  $\text{TDH}_{\text{ar}}$ , é obtido pela relação  $V_{\text{ar}}/(Q + Q_r)$ :

$$\text{TDH}_{\text{ar}} = (9.510 \text{ m}^3) / (0,2 \text{ m}^3/\text{s} + 0,086 \text{ m}^3/\text{s}) = 33.252 \text{ s} = 9,24 \text{ h}$$

Cálculo similar é realizado para a zona anóxica:

$$\text{TDH}_{\text{anox}} = (1.060 \text{ m}^3) / (0,2 \text{ m}^3/\text{s} + 0,086 \text{ m}^3/\text{s}) = 3.706 \text{ s} = 1,03 \text{ h}$$

### 5.2.6 Decantador secundário

O dimensionamento do decantador secundário é dado pela equação 28, utilizando-se a taxa de aplicação superficial (TAS) de  $25 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$  em relação à vazão de projeto:

$$A = Q / \text{TAS} = (17.280 \text{ m}^3/\text{d}) / (25 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}) = 691 \text{ m}^2$$

Verificando o resultado quanto à carga volumétrica, expressa em SST, tem-se:

$$\text{Carga} = (Q + Q_r).X_{ta}/A = (17.280 \text{ m}^3/\text{d} + 7.416 \text{ m}^3/\text{d}).(3.000 \text{ g}/\text{m}^3)/(691 \text{ m}^2)$$

$$\text{Carga} = 107 \text{ kg SST}/\text{m}^2.\text{d} = 4,5 \text{ kg SST}/\text{m}^2.\text{h}$$

O resultado acima se encontra dentro da faixa indicada no item 4.1.5, de 4 a 6  $\text{kg SST}/\text{m}^2.\text{h}$ .

### 5.2.7 Descarte de lodo

Quanto à vazão de descarte de lodo (ou de excesso de lodo), pode-se utilizar a equação 19 expressa em termos da concentração de sólidos suspensos totais  $X_{tu}$  e  $X_{ta}$ , lembrando que o termo da direita equivale ao inverso da idade do lodo e, portanto:

$$1 / \Theta_c = [(Q - Q_w).X_e + Q_w.X_{tu}] / (X_{ta}.V) = [(Q - Q_w).X_e + Q_w.(3,33).X_{ta}] / (X_{ta}.V)$$

Para  $X_e \approx 0 \text{ mg}/\text{L}$  e  $V = V_{ar} + V_{anox} = 9.510 \text{ m}^3 + 1.060 \text{ m}^3 = 10.570 \text{ m}^3$ , obtém-se:

$$1 / (10 \text{ d}) = [Q_w.(3,33).(3.000 \text{ g}/\text{m}^3)] / [(3.000 \text{ g}/\text{m}^3).(10.570 \text{ m}^3)]$$

$$Q_w = 317,1 \text{ m}^3/\text{d}$$

O item a seguir abrange os cálculos para o dimensionamento de três reatores operados alternadamente, por batelada, visando o tratamento da mesma água residuária proposta no item 5.1. Ainda que se tratem de reatores do tipo SBR, é proposta uma fase anóxica após a aeração visando a redução de nitrato, como efetuado para o reator de fluxo contínuo.

### 5.3 DIMENSIONAMENTO DE REATORES DE BATELADA – SBR

Os itens a seguir abordam etapas do dimensionamento de reatores operando a fluxo descontínuo – em batelada – visando a remoção de DBO, nitrificação e desnitrificação, sem a necessidade de decantador secundário e recirculação de lodo. As frações de sólidos e de matéria orgânica de projeto são as mesmas já calculadas no item 5.2.1.

Dentre as diversas metodologias disponíveis para se dimensionar o SBR, escolheu-se a indicada por Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 724) pela relativa simplicidade, baseada inicialmente na determinação da fração de lodo sedimentado no reator. Todavia, esta metodologia, tal como outras disponíveis, baseia-se na existência de fluxo contínuo e estado estacionário no processo biológico, enquanto que no SBR o fluxo é intermitente e o processo biológico não alcança estado estacionário. Segundo Santos et al. (2007, p. 380), este fato pode levar ao dimensionamento a partir de um modelo que não corresponde ao sistema de batelada, motivo pelo qual estes autores propuseram um novo modelo matemático que, pelo caráter experimental, não foi utilizado no presente estudo.

#### 5.3.1 Ciclos de operação do SBR: parte 1

Os ciclos de operação propostos para os SBR estão indicados na figura 5, denominados:  $T_C$ , tempo de ciclo;  $t_F$ , tempo de enchimento;  $t_A$ , tempo de aeração (fase aeróbia);  $t_{ANOX}$ , tempo sem aeração, com misturador (fase anóxica);  $t_S$ , tempo de sedimentação; e  $t_D$ , tempo de esvaziamento. Como o fluxo de esgoto é ininterrupto, é necessário no mínimo dois tanques operando, a partir do que se conclui que:  $t_F = t_A + t_{ANOX} + t_S + t_D$ . Para a configuração de três tanques, adotado no presente estudo, tem-se:  $t_F = (t_A + t_{ANOX} + t_S + t_D) / 2$ . Para um ciclo completo de 9 h de duração, tem-se que:

$$T_C = 9 \text{ h} = t_F + t_A + t_{ANOX} + t_S + t_D = 3 t_F$$

$$t_F = 3 \text{ h}$$

Para a definição do termo  $t_S$ , propõe-se utilizar o tempo necessário à sedimentação com base na TAS aplicada ao decantador secundário do reator de fluxo contínuo:  $25 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ , a qual,

em velocidade de sedimentação discreta<sup>9</sup>, equivale a 25 m/d. Considerando a relação  $X_{tu}/X_{ta}$  do item anterior, qual seja, 3,33, pode-se estimar que, numa situação ideal, que o volume sedimentado ocupará 30% do volume total do reator ( $30\% = 1/3,33$ ). Para a altura útil de 4,5 m, o lodo sedimentado ocuparia uma altura de  $(0,30).(4,5 \text{ m}) = 1,35 \text{ m}$ . Assim, uma partícula de lodo localizada no topo de reator deverá percorrer uma distância teórica de 3,15 m até chegar a zona sedimentada, o que, para a velocidade de 25 m/d, levará 0,126 d, ou seja, 3,02 h, definido como o valor do termo  $t_s$ . Para se definir os demais termos da operação do reator –  $t_F$ ,  $t_A$ ,  $t_{ANOX}$  e  $t_D$ . – calculam-se os tempos de reação necessários à remoção de DBO e nitrogênio, procedidos nos itens a seguir.

### 5.3.2 Volume do reator

Considerando que a altura de 1,5 m, calculada no item anterior para a zona de lodos, se refere a um adensamento de lodo ideal, impõe-se uma margem de segurança de 20% acima da qual o efluente decantado será drenado e lançado ao corpo receptor, ficando a zona de acúmulo de lodo com a altura mínima,  $H$ , de  $(1,35 \text{ m}).(1,2) = 1,62 \text{ m}$ . Por conveniência, visando uma flexibilidade operacional da planta e, inclusive, prevendo-se a possibilidade de aumento futuro da vazão, será adotada a altura correspondente à metade do reator para o acúmulo de lodo: 2,25 m. Seja  $V_T$  o volume total do reator,  $V_L$  o volume da zona de lodo sedimentado e  $V_U$  o volume útil (ou sobrenadante), ficam estabelecidas as seguintes relações:

$$V_S/V_T = 0,5; V_U/V_T = 0,5; V_S = V_U$$

Com base no tempo de enchimento,  $t_F$ , de 3 h e a vazão afluente ( $17.280 \text{ m}^3/\text{d}$ ), obtém-se o volume útil do reator:  $V_U = (17.280 \text{ m}^3/\text{d}).(3 \text{ h}).(1/24 \text{ d/h}) = 2.160 \text{ m}^3$ . O volume total será de:

$$V_T = 2.(2.160 \text{ m}^3) = 4.320 \text{ m}^3$$

Sendo três reatores operando em batelada, conclui-se de imediato que o volume total das três unidades será de  $12.960 \text{ m}^3$  sendo um pouco menor do que o volume de  $13.665 \text{ m}^3$  encontrado

<sup>9</sup> O comportamento dos sólidos de lodos ativados adequa-se ao modelo de sedimentação flocculenta. Todavia, o modelo de sedimentação discreta adotado tem a vantagem de facilitar os cálculos e gerar resultados em favor da segurança.

para o reator de fluxo contínuo e para o decantador secundário, portanto compatíveis entre si (considerando a altura útil das unidades de 4,5 m). Em termos de área ocupada em planta, obtém-se 2.880 m<sup>2</sup> para os reatores SBR e 3.037 m<sup>2</sup> para as unidades de fluxo contínuo. Cabe elucidar, contudo, que estas dimensões do SBR foram concebidas em função do tempo de enchimento dos reatores e das condições operacionais da planta, ao passo que as dimensões das unidades de fluxo contínuo foram concebidas em função da carga orgânica e de NTK da água residuária.

### 5.3.3 Idade do lodo e produção de sólidos

A idade do lodo calculada para o reator de fluxo contínuo não possui, necessariamente, o mesmo valor para SBR, pois se tratam de regimes hidráulicos distintos. Como hipótese inicial, pode-se presumir que o SBR propicia um consumo mais veloz do substrato orgânico, processado pelo modelo hidráulico de fluxo de pistão, ao contrário do reator de fluxo contínuo o qual opera, teoricamente, por mistura completa. A seguir é estabelecida uma relação entre a quantidade de sólidos no reator com a quantidade produzida diariamente no sistema para, então, obter-se a idade do lodo.

A massa de SST no reator,  $M_{SST}$ , considerando a concentração  $X_{ta} = 3.000 \text{ g/m}^3$ , é de:

$$M_{SST} = V \cdot X_{ta} = (4.320 \text{ m}^3) (3.000 \text{ g/m}^3) = 12.960.000 \text{ g} = 12.960 \text{ kg}$$

A produção diária de lodo é obtida pela equação 24, como realizado na etapa anterior, admitindo-se ser desprezível a concentração de DQOb do efluente ( $S_0 - S \approx S_0$ ) e  $\text{NO}_x \approx 0,8 \cdot (\text{NTK}) = 32 \text{ mg/L}$ . A vazão diária para um reator será igual a 1/3 da vazão total da estação, ou seja, de 5.760 m<sup>3</sup>/d:

$$P_{x,SST} = (A + B + C)/0,85 + [D] + Q \cdot (\text{SSF})$$

$$P_{x,SST} = \{ [Q \cdot Y \cdot (S_0 - S)] / (1 + k_d \cdot \Theta_c) + f_d \cdot k_d \cdot Q \cdot Y \cdot (S_0 - S) \cdot \Theta_c / (1 + k_d \cdot \Theta_c) + Q \cdot Y_n \cdot (\text{NO}_x) / (1 + k_{dn} \cdot \Theta_c) \} / 0,85 + Q \cdot (\text{SSV}_{nb}) + Q \cdot (\text{SSF})$$

$$\begin{aligned}
P_{x,SST} = & \{[(5.760 \text{ m}^3/\text{d}).(0,4 \text{ g/g}).(480 \text{ g/m}^3)] / [1 + (0,12 \text{ d}^{-1}).\Theta_c] \\
& + (0,15).(0,12 \text{ d}^{-1}).(5.760 \text{ m}^3/\text{d}).(0,4 \text{ g/g}).(480 \text{ g/m}^3).\Theta_c / [1 + (0,12 \text{ d}^{-1}).\Theta_c] \\
& + (5.760 \text{ m}^3/\text{d}).(0,12 \text{ g/g}).(32 \text{ g/m}^3) / [1 + (0,08 \text{ d}^{-1}).\Theta_c]\} / 0,85 \\
& + (5.760 \text{ m}^3/\text{d}).(7 \text{ g/m}^3) + (5.760 \text{ m}^3/\text{d}).(35 \text{ g/m}^3)
\end{aligned}$$

A massa de sólidos no reator será:  $M_{SST} = (P_{x,SST}).(\Theta_c) = 12.960 \text{ kg}$ . Resolvendo a equação anterior para  $\Theta_c$  se obtém a idade do lodo de 15,52 d, convenientemente arredondada para 16 d. Observa-se que este valor é bastante superior aos 10 d calculados para o reator de fluxo contínuo.

A produção de biomassa ativa ( $P_{x,bio}$ ) obtém-se pelas partes A, B e C da equação 24, para  $\Theta_c$  anteriormente calculado:

$$\begin{aligned}
P_{x,bio} = [A] + [B] + [C] = & \{[(5.760 \text{ m}^3/\text{d}).(0,4 \text{ g/g}).(480 \text{ g/m}^3)] / [1 + (0,12 \text{ d}^{-1}).(16 \text{ d})] \\
& + (0,15).(0,12 \text{ d}^{-1}).(5.760 \text{ m}^3/\text{d}).(0,4 \text{ g/g}).(480 \text{ g/m}^3).(16 \text{ d}) / [1 + (0,12 \text{ d}^{-1}).(16 \text{ d})] \\
& + (5.760 \text{ m}^3/\text{d}).(0,12 \text{ g/g}).(32 \text{ g/m}^3) / [1 + (0,08 \text{ d}^{-1}).(16 \text{ d})]
\end{aligned}$$

$$P_{x,bio} = 498.003 \text{ g/d} \approx 498 \text{ kg/d}$$

Pela equação 25 se obtém o nitrogênio amoniacal nitrificado,  $\text{NO}_x$ :

$$\text{NO}_x = \text{NTK} - \text{N} - 0,12.P_{x,bio}/Q = (40 \text{ g/m}^3) - (0,5 \text{ g/m}^3) - 0,12.(498 \times 10^3 \text{ g/d})/(5.760 \text{ m}^3/\text{d})$$

$$\text{NO}_x = 29,1 \text{ g/m}^3$$

O resultado acima é compatível com o estimado inicialmente (32 mg/L), porém optou-se por realizar mais iterações até se obter convergência, resultando numa concentração final  $\text{NO}_x = 29,1 \text{ g/m}^3$ , resultando na mesma idade do lodo obtida inicialmente (16 d), em  $P_{x,bio} = 496,6 \text{ kg SSV/d}$  e  $P_{x,SST} = 826,2 \text{ kg SSV/d}$ .

### 5.3.4 Tempo de reação para a nitrificação

O cálculo do tempo necessário à nitrificação é realizado a partir de um volume estático de esgoto dentro do reator, ou seja, sem fluxo afluente ou efluente. Esta condição aproxima o modelo de cálculo ao estado de fluxo descontínuo do SBR, ao contrário do método empregado no item anterior para a produção de sólidos, o qual incorporou à equação 24 um fluxo contínuo diário de esgoto de  $5.460 \text{ m}^3/\text{d}$ , ainda que este fluxo ocorra descontinuamente ao longo do dia.

De acordo com o item 5.3.3, a concentração de nitrogênio amoniacal nitrificado é de  $29,1 \text{ g/m}^3$ , produzindo um efluente com concentração de  $\text{NH}_4\text{-N}$  de  $0,5 \text{ g/m}^3$ . A concentração de  $\text{NH}_4\text{-N}$  disponível no despejo para a nitrificação é de  $29,1 \text{ g/m}^3$ , no entanto, no início do enchimento, a metade inferior do reator possui o lodo da batelada anterior com concentração de  $\text{NH}_4\text{-N}$  igual à do efluente tratado,  $N$ , de  $0,5 \text{ g/m}^3$ .

Imediatamente após o enchimento, a concentração de  $\text{NH}_4\text{-N}$  da mistura,  $N_0$ , será de:

$$N_0 = [(29,1 \text{ g/m}^3) \cdot V_U + (0,5 \text{ g/m}^3) \cdot V_S] / V_T$$

$$N_0 = [(29,1 \text{ g/m}^3) (2.160 \text{ m}^3) + (0,5 \text{ g/m}^3) \cdot (2.160 \text{ m}^3)] / (4.320 \text{ m}^3) = 14,8 \text{ g/m}^3$$

O cálculo do tempo de reação,  $t$ , para se obter o efluente com  $N = 0,5 \text{ g/m}^3$  pode ser procedido conforme a equação 33. A concentração de microrganismos  $X_n$  é obtida rearranjando-se a equação 20, isolando-se  $X$  e expressando  $dS/dt$  como a diferença das concentrações do afluente-efluente ( $\text{NH}_4\text{-N}$  nitrificado) dividida pelo tempo  $t$ , equivalente a  $V/Q$ :

$$X = Y \cdot [(S_0 - S) \cdot Q/V] \cdot \Theta_c / (1 + k_d \cdot \Theta_c)$$

Expressos pelos coeficientes cinéticos relativos à nitrificação, a expressão fica:

$$X_n = Y_n' \cdot [(\text{NO}_x) \cdot Q/V] \cdot \Theta_c / (1 + k_{dn} \cdot \Theta_c)$$

Resolvendo a equação, obtém-se:

$$X_n = (0,12 \text{ g/g}) \cdot [(29,1 \text{ g/m}^3) \cdot (5.760 \text{ m}^3/\text{d}) / (4.320 \text{ m}^3)] \cdot (16 \text{ d}) / [1 + (0,08 \text{ g/g} \cdot \text{d}) \cdot (16 \text{ d})]$$

$$X_n = 32,7 \text{ g/m}^3$$

Resolvendo a equação 33 para  $N_0 = 14,8 \text{ g/m}^3$ ,  $N_t = N = 0,5 \text{ g/m}^3$  e  $X_n = 32,7 \text{ g/m}^3$ , obtém-se:

$$\begin{aligned} K_n \cdot \ln(N_0 / N_t) + (N_0 - N_t) &= X_n \cdot (\mu_{mB} / Y_n') \cdot t \cdot [OD / (K_o + OD)] \\ (0,6 \text{ g/m}^3) \cdot \ln[(14,8 \text{ g/m}^3)/(0,5 \text{ g/m}^3)] + [(14,8 \text{ g/m}^3) - (0,5 \text{ g/m}^3)] \\ &= (32,7 \text{ g/m}^3) \cdot [(0,65 \text{ g/g.d})/(0,12 \text{ g/g})] \cdot t \cdot [(0,2 \text{ g/m}^3)/(0,4 \text{ g/m}^3 + 0,2 \text{ g/m}^3)] \\ t = t_A &= 0,11 \text{ d} = 2,64 \text{ h} \end{aligned}$$

### 5.3.5 Consumo de metanol na desnitrificação e produção de sólidos

A desnitrificação proposta ocorre no reator em momento posterior à fase aeróbia, de maneira similar ao idealizado para fluxo contínuo, alimentada por metanol como fonte externa de carbono. A quantidade de metanol requerida para a desnitrificação pode ser calculada pela a partir da relação DQOb/NO<sub>3</sub>-N, dada pela equação 26, com Y<sub>n</sub> calculado pela equação 27, tal como se procedeu para o reator de fluxo contínuo:

$$DQOb/NO_3-N = 2,86 / (1 - 1,42 \cdot Y_n) = 2,86 / \{1 - 1,42 \cdot [Y/(1 + k_d \cdot \Theta_c)]\}$$

$$DQOb/NO_3-N = 2,86 / \{1 - 1,42 \cdot [(0,18 \text{ g/g})/(1 + (0,05 \text{ d}^{-1}) \cdot (16 \text{ d}))]\}$$

$$DQOb/NO_3-N = 3,33 \text{ g/g}$$

A quantidade de nitrato reduzida, NO<sub>3r</sub>, em termos de concentração de NO<sub>3</sub>-N, obtém-se a partir da concentração NO<sub>x</sub> calculada no item 5.3.3, da qual se subtrai a concentração do efluente:

$$NO_{3r} = (29,1 \text{ g/m}^3) - (5 \text{ g/m}^3) = 24,1 \text{ g/m}^3$$

Assim, a concentração de DQOb requerida, considerando um efluente com concentração S ≈ 0 g CH<sub>3</sub>OH/m<sup>3</sup>, será de:

$$DQOb = (3,33 \text{ g/g}).(24,1 \text{ g/m}^3) = 80,3 \text{ g/m}^3$$

Considerando a aproximação indicada na literatura de 1,5 g DQOb/g de metanol, obtém-se a dosagem de metanol requerida:  $(80,3 \text{ g/m}^3) / 1,5 = 53,5 \text{ g CH}_3\text{OH/m}^3$ . Multiplicando-se pela vazão de projeto, de 5.760 m<sup>3</sup>/d por reator, obtém-se a carga de metanol diária necessária de 308 kg/d por reator e de 924 kg/d para todo o sistema. Observa-se, assim, que a dosagem de metanol necessária é praticamente à mesma obtida para o reator de fluxo contínuo, de 939 kg/d.

Para efeitos da produção de lodo, desconsidera-se a fração não biodegradável e inerte do metanol, ficando a equação 24 reduzida a  $P_{x,SST} = (A + B) / 0,85$ :

$$(P_{x,SST}).0,85 = [Q.Y.(S_0 - S)] / (1 + k_d.\Theta_c) + [f_d.k_d.Q.Y.(S_0 - S).\Theta_c] / (1 + k_d.\Theta_c)$$

$$(P_{x,SST}).0,85 = [(5.760 \text{ m}^3/\text{d}).(0,18 \text{ g/g}).(80,3 \text{ g/m}^3 - 0 \text{ g/m}^3)] / [1 + (0,05 \text{ g/g}).(16 \text{ d})] + [(0,15).(0,05 \text{ g/g}).(5.760 \text{ m}^3/\text{d}).(0,18 \text{ g/g}).(80,3 \text{ g/m}^3 - 0 \text{ g/m}^3).(16 \text{ d})] / [1 + (0,05 \text{ g/g}).(16 \text{ d})]$$

$$P_{x,SST} = 60.945 \text{ g/d} \approx 60,9 \text{ kg/d}$$

Para os três reatores, a produção de sólidos relativa à desnitrificação será de 182,7 kg/d, um pouco inferior aos 212 kg/d calculados para o reator de fluxo contínuo. Isto se deve à idade do lodo maior utilizada no SBR, de 16 d contra 10 d calculados para o outro reator.

### 5.3.6 Tempo de reação para a desnitrificação

O cálculo do tempo necessário à desnitrificação é realizado a partir de um volume estático de esgoto, ou seja, sem fluxo afluyente ou efluente, tal como realizado no item 5.3.4 para a obtenção do tempo de nitrificação. Do item 5.3.4, tem-se que  $N_0 = 14,8 \text{ g/m}^3$  e  $N = 0,5 \text{ g/m}^3$ . A diferença  $N_0 - N$  equivale à concentração de nitrogênio amoniacal nitrificado, convertido a nitrato, cuja concentração em termos de  $\text{NO}_3\text{-N}$  será de:

$$[\text{NO}_3\text{-N}] = N_0 - N = (14,8 \text{ g/m}^3) - (0,5 \text{ g/m}^3) = 14,3 \text{ g/m}^3$$

Esta concentração está distribuída por todo o volume do reator, de  $4.320 \text{ m}^3$ , devendo ser reduzida a  $10 \text{ g/m}^3$  conforme exigência proposta no quadro 4. Tal como preconizado para o reator de fluxo contínuo, foi adotada a concentração de  $\text{NO}_3\text{-N}$  de  $5 \text{ g/m}^3$  como meta de tratamento.

Há de considerar, ainda, que no volume sedimentado na metade inferior do reator há uma concentração de  $\text{NO}_3\text{-N}$  igual à do efluente tratado, de  $5 \text{ g/m}^3$ . Desta maneira, a concentração de nitrato em termos de  $\text{NO}_3\text{-N}$  no reator no início da desnitrificação,  $\text{NO}_3$ , será de:

$$\text{NO}_3 = [(14,3 \text{ g/m}^3) \cdot V_T + (5 \text{ g/m}^3) \cdot V_S] / V_T$$

$$\text{NO}_3 = [(14,3 \text{ g/m}^3) (4.320 \text{ m}^3) + (5 \text{ g/m}^3) (2.160 \text{ m}^3)] / (4.320 \text{ m}^3) = 16,8 \text{ g/m}^3$$

A quantidade de nitrato reduzida,  $\text{NO}_{3r}$ , em termos de concentração de  $\text{NO}_3\text{-N}$ , será de:

$$\text{NO}_{3r} = (16,8 \text{ g/m}^3) - (5 \text{ g/m}^3) = 11,8 \text{ g/m}^3$$

Para o cálculo do tempo de reação para a desnitrificação, o presente estudo sugere a aplicação da taxa dada pela equação 15, com os coeficientes cinéticos relativos ao consumo de metanol como substrato orgânico e com  $\eta = 1$ , ficando a expressão reduzida a:

$$r_{\text{NO}_x} = [(1 - 1,42Y)/2,86] \cdot [kXS/(K_s + S)] \cdot [\text{NO}_3/(K_s\text{NO}_3 + \text{NO}_3)] \\ + [\text{NO}_3/(K_s\text{NO}_3 + \text{NO}_3)] (1,42/2,86) \cdot k_d \cdot X$$

Adicionalmente, a expressão acima considera nula a concentração de OD na fase anóxica, sendo esta uma limitação do presente estudo. O valor empregado para o termo  $\text{NO}_3$  será a média da concentração de nitrato ao longo do tempo t:

$$\text{NO}_3 = \text{NO}_{3\text{méd}} = (\text{NO}_{3\text{inicial}} + \text{NO}_{3\text{final}}) / 2$$

$$\text{NO}_3 = (16,8 \text{ g/m}^3 + 5 \text{ g/m}^3) / 2 = 10,9 \text{ g/m}^3$$

Quanto ao valor do substrato S, que se refere à concentração de metanol em termos de DQOb, também será empregado o valor médio ao longo da desnitrificação,  $S_{méd}$ . A concentração inicial  $S_0$  é calculada com base na relação DQOb/ $NO_3$ -N obtida no item 5.3.5, de 3,33 g/g:

$$S_0 = (DQOb/NO_3-N).NO_{3r} = (3,33 \text{ g/g}).(11,8 \text{ g/m}^3) = 39,3 \text{ g/m}^3$$

A concentração de DQOb no final da desnitrificação, S, é considerada nula. O valor médio do substrato a ser empregado,  $S_{méd}$ , será de:

$$S = S_{méd} = (S_0 + S) / 2$$

$$S = (39,3 \text{ g/m}^3 + 0 \text{ g/m}^3)/2 = 19,65 \text{ g/m}^3$$

Finalmente, quanto à concentração de microrganismos X, sugere-se a expressão utilizada anteriormente para a nitrificação, considerando fluxo contínuo e, portanto, com  $S_0 = 80,3 \text{ g/m}^3$  calculados no item 5.3.5:

$$X = Y.[(S_0 - S_t).Q/V].\Theta_c / (1 + k_d.\Theta_c)$$

$$X = (0,18 \text{ g/g}).[(80,3 \text{ g/m}^3 - 0 \text{ g/m}^3).(5.760 \text{ m}^3/\text{d})/(4.320 \text{ m}^3)].(16 \text{ d}) / [1 + (0,05 \text{ g/g.d}).(16 \text{ d})]$$

$$X = 171,3 \text{ g/m}^3$$

A aplicação da equação 15 resulta em:

$$r_{NO_x} = [(1 - 1,42Y)/2,86].[kXS/(K_s + S)].[NO_3/(K_s,NO_3 + NO_3)] \\ + [NO_3/(K_s,NO_3 + NO_3)] (1,42/2,86).k_d.X$$

$$r_{NO_x} = \{[(1 - 1,42.(0,18 \text{ g/g})]/2,86\} . [(10,3 \text{ g/g.d}).(171,3 \text{ g/m}^3).(19,65 \text{ g/m}^3) \\ / (9,1 \text{ g/m}^3 + 19,65 \text{ g/m}^3)].[(10,9 \text{ g/m}^3)/(0,1 \text{ g/m}^3 + 10,9 \text{ g/m}^3)] \\ + [(10,9 \text{ g/m}^3)/(0,1 \text{ g/m}^3 + 10,9 \text{ g/m}^3)].(1,42/2,86).(0,05 \text{ g/g.d}).(171,3 \text{ g/m}^3)$$

$$r_{NO_x} = 315,2 \text{ g/m}^3.\text{d}$$

Para a redução de  $11,8 \text{ g/m}^3$  de  $\text{NO}_3\text{-N}$ , obtém-se  $t = t_{\text{ANOX}} = 0,0374 \text{ d} = 0,9 \text{ h}$ .

### 5.3.7 Descarte de lodo

A vazão de descarte de lodo calcula-se analogamente ao realizado para fluxo contínuo:

$$1 / \Theta_c = [(Q - Q_w) \cdot X_e + Q_w \cdot X_{tu}] / (X_{ta} \cdot V)$$

Considerando  $X_e \approx 0 \text{ g/m}^3$  e que a concentração da biomassa na zona de lodos encontra-se uniformemente distribuída após a sedimentação ( $X_{tu} = 2 \cdot X_{ta}$ ), tem-se:

$$1 / (16 \text{ d}) = (Q_w \cdot 2 \cdot X_{ta}) / [X_{ta} \cdot (4.320 \text{ m}^3)] = (Q_w \cdot 2) / (4.320 \text{ m}^3)$$

$$Q_w = (4.320 \text{ m}^3) / [2 \cdot (16 \text{ d})] = 135 \text{ m}^3/\text{d}$$

Este descarte pode ser realizado simultaneamente à fase de esvaziamento do reator (tempo  $t_D$ ).

### 5.3.8 Ciclos de operação do SBR: parte 2 (final)

Conforme foi visto nos itens anteriores, obteve-se  $t_F = 3 \text{ h}$ ,  $t_A = 2,64 \text{ h}$ ,  $t_{\text{ANOX}} = 0,9 \text{ h}$  e  $t_S = 3,02 \text{ h}$ . Esta configuração, para um tempo total de ciclo previsto inicialmente,  $T_C = 9 \text{ h}$ , não é possível pois a soma dos termos totaliza  $9,56 \text{ h}$ , faltando tempo inclusive para a drenagem do reator.

Para contornar este problema, sugere-se, a exemplo de muitos autores – por exemplo, Metcalf & Eddy Inc. (2003, p. 731) – a aplicação de aeração simultânea ao enchimento durante  $2 \text{ h}$  finais desta etapa, durante um tempo denominado  $t_{F,A}$ . De modo complementar, propõe-se a aeração após o enchimento durante mais  $1 \text{ h}$ , totalizando  $3 \text{ h}$  de aeração.

O tempo para a reação anóxica fica consolidado em  $1 \text{ h}$ , enquanto o tempo de sedimentação será de  $3 \text{ h}$ . Para a drenagem do reator, reserva-se  $1 \text{ h}$ , no tempo denominado  $t_D$ . O quadro 5 ilustra as etapas de operação, que resulta no ciclo operativo de  $9 \text{ h}$ :

$$T_C = t_F + t_{F,A} + t_A + t_{ANOX} + t_S + t_D = 1 \text{ h} + 2 \text{ h} + 1 \text{ h} + 1 \text{ h} + 3 \text{ h} + 1 \text{ h} = 9 \text{ h}$$

ETAPA	REAÇÃO	TERMO	DURAÇÃO (h)	CARACTERÍSTICA
Enchimento sem aeração	-	$t_F$	1	Anóxica
Enchimento com aeração	Consumo DBO e nitrificação (inicial)	$t_{F,A}$	2	Aeróbia
Aeração com volume pleno	Consumo DBO e nitrificação (final)	$t_A$	1	Aeróbia
Agitação sem aeração	Desnitrificação	$t_{ANOX}$	1	Anóxica
Repouso	Decantação	$t_S$	3	Anóxica
Drenagem	-	$t_D$	1	Anóxica

Quadro 5: etapas de operação propostas para um reator de batelada

A vazão de drenagem do reator será de  $V/t_D = (2.160 \text{ m}^3) / [(1 \text{ h}).(3600 \text{ s/h})] = 0,6 \text{ m}^3/\text{s}$ , isto é, três vezes a vazão de esgoto afluente, sendo necessária a instalação de dispositivos de drenagem compatíveis com esta descarga. Os ciclos consolidados para a operação simultânea dos três reatores são ilustrados na figura 6.

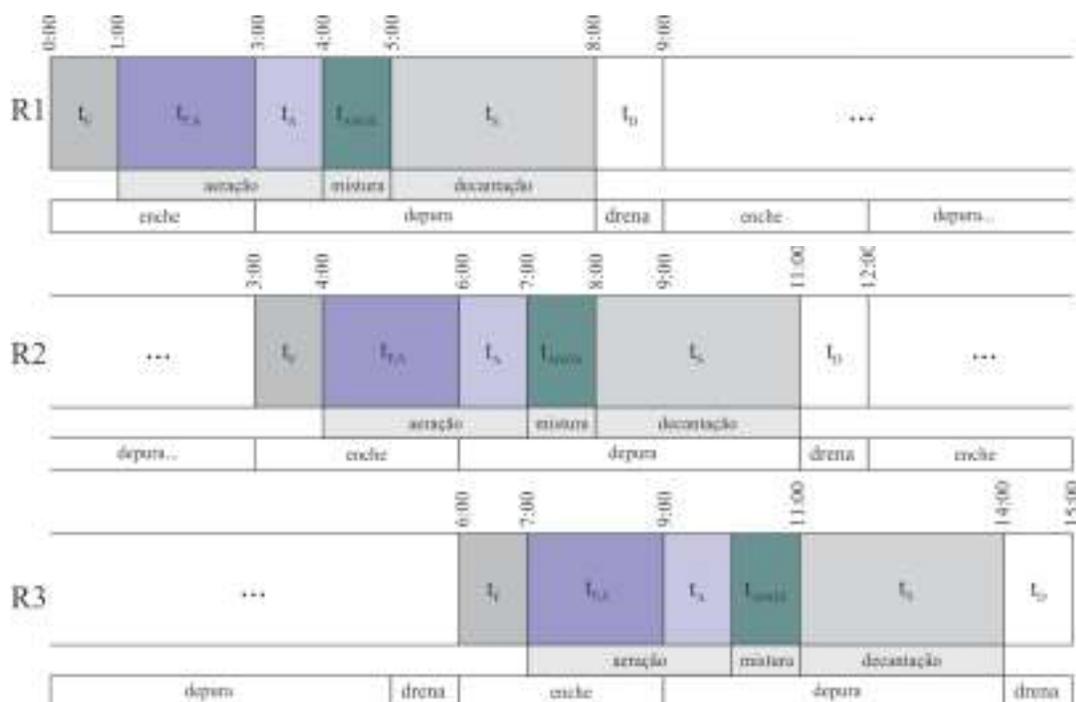


Figura 6: ciclos consolidados de operação de três reatores de batelada

#### 5.4 RESUMO DO DIMENSIONAMENTO E DA QUALIDADE DO EFLUENTE TRATADO

O quadro 6 apresenta o resumo dos parâmetros do projeto e dos resultados obtidos para as duas modalidades de reatores estudados, considerando remoção de DBO e formas nitrogenadas. Observa-se por imediato que o volume das estruturas dimensionadas são compatíveis entre si: 13.680 m<sup>3</sup> para fluxo contínuo (incluindo o decantador secundário) e 12.960 m<sup>3</sup> para o SBR. Também é compatível a produção de sólidos, com vantagem para o SBR: 2.661 kg de SST/d contra 3.064 kg de SST/d para fluxo contínuo (somando-se o lodo formado nas fases aeróbia e anóxica). Quanto ao consumo de metanol, observa-se equivalência entre as modalidades: 924 kg/d do SBR contra 939 kg/d para fluxo contínuo.

Os critérios adotados para o projeto das unidades resultaram num sistema do tipo SBR com um efluente de melhor qualidade em razão da menor quantidade de matéria orgânica, com menor produção de sólidos. O tempo de detenção hidráulica também resultou menor para o SBR: 9 h (tempo de ciclo) contra 13,29 h do fluxo contínuo. O quadro 6 resume os parâmetros calculados.

PARÂMETRO	UNID.	CONTÍNUO	SBR UNITÁRIO	SBR TOTAL
Vazão média	m <sup>3</sup> /d	17.280	5.760	17.280
Vazão recirculação	m <sup>3</sup> /d	7.416	-	-
Vazão total reator	m <sup>3</sup> /d	24.696	5.760	17.280
Vazão excesso de lodo	m <sup>3</sup> /d	317,1	135	405
Idade do lodo	d	10	16	16
Volume aeróbio	m <sup>3</sup>	9.510	n.a.	n.a.
Volume anóxico	m <sup>3</sup>	1.060	n.a.	n.a.
Volume útil	m <sup>3</sup>	n.a.	2.160	6.480
Volume da zona de lodos	m <sup>3</sup>	n.a.	2.160	6.480
Volume total reator	m <sup>3</sup>	10.570	4.320	12.960
Área decantador secundário	m <sup>2</sup>	691	-	-
Altura adotada para as unidades	m	4,50	4,50	4,50
Volume decantador secundário	m <sup>3</sup>	3.110	-	-
Volume total das unidades	m <sup>3</sup>	13.680	4.320	12.960
Área total das unidades	m <sup>2</sup>	3.040	960	2.880
Consumo CH <sub>3</sub> OH	kg/d	939	308	924
DQOb efluente (inclui CH <sub>3</sub> OH)	mg/L	1,56	≈ 0,00	≈ 0,00
NH <sub>4</sub> -N efluente	mg/L	0,50	0,50	0,50
NO <sub>3</sub> efluente	mg/L	5,00	5,00	5,00
SST produzidos	kg/d	3.064	887	2.661
TDH enchimento	h	n.a.	3,00	3,00
TDH aeróbio	h	9,24	3,00	3,00
TDH anóxico	h	1,03	1,00	1,00
TDH decantação	h	3,02	3,00	3,00
TDH drenagem	h	n.a.	1,00	1,00
TDH total	h	13,29	9,00	9,00

Quadro 6: resumo dos parâmetros do projeto dos reatores de lodos ativados

## 6 SIMULAÇÃO DE CONDIÇÕES NÃO ESTACIONÁRIAS APLICADAS AOS REATORES DE LODOS ATIVADOS

No capítulo anterior foram dimensionados dois reatores visando o tratamento da água residuária indicada no item 5.1.3 (quadro 4). A metodologia adotada para cada configuração incorporou diversas equações baseadas na cinética do consumo de substrato por microrganismos e do crescimento destes, porém mais fundamentalmente nas equações que fornecem a produção de lodo nas fases aeróbias (consumo de DBO e nitrificação). Estas equações foram concebidas a partir de um fluxo contínuo de esgoto e em condições estacionárias, o que é bastante aceitável para os reatores de fluxo contínuo, ao contrário do que ocorre num SBR, onde o fluxo é descontínuo e as reações não alcançam estado estacionário, conforme já apontado por Santos et al. (2007, p. 380).

Esse capítulo contempla a simulação da operação de cada reator dimensionado em seus estados reais de fluxo e processos biológicos a partir de um *software* de solução numérica. As simulações visam, inicialmente, conferir as condições em *steady state*<sup>10</sup> idealizadas para cada estrutura, comparando-se os resultados obtidos para as condições de projeto com os resultados estimados no capítulo anterior. Posteriormente, são aplicados transientes de vazão, de carga orgânica e de nitrogênio aos reatores, observando-se o comportamento destes em face das condições não estacionárias impostas.

### 6.1 USO DO *SOFTWARE* VENSIM

Os itens a seguir abordam os principais aspectos relativos ao uso do *software* computacional Vensim na simulação numérica da operação dos reatores dimensionados, inclusive quanto aos critérios adotados durante a inserção dos parâmetros de projeto e das equações da cinética do tratamento de esgotos.

---

<sup>10</sup> Estado estacionário, do inglês.

### 6.1.1 Características do *software* adotado

Para a simulação da operação dos reatores foi escolhido o *software* Vensim PLE (*Personal Learning Edition*<sup>11</sup>) para Windows, versão 5.10e, acadêmica, da Ventana Systems, Inc., que consiste numa ferramenta de linguagem acessível para a solução de Dinâmica de Sistemas (VENSIM, 2010). Este *software* está disponível para acesso gratuito na página da Ventana Systems, Inc. na Internet (<http://www.vensim.com/download.html>) para uso exclusivo acadêmico.

Preliminarmente, pode-se afirmar que o programa fornece soluções numéricas para equações diferenciais nele introduzidas, sendo opções do usuário a escolha do método de integração (Runge Kutta de quarta ordem ou método de Euler), a definição do tamanho do passo ( $\Delta t$  para integração) e a escolha do intervalo da solução (tempos inicial e final). O principal atributo do *software*, no entanto, é a interação de diversas variáveis relacionadas entre si, evidenciando relações de causa e efeito entre parâmetros distanciados no tempo e no espaço, fornecendo ferramentas sistêmicas para o estudo de ciclos de *feedback* negativos e positivos. Em outros termos, segundo o desenvolvedor do programa, o Vensim é uma ferramenta de modelagem visual que permite conceituar, documentar, simular e analisar e otimizar modelos de sistemas dinâmicos (VENTANA SYSTEMS INC., 2007, p. 1).

Para ilustrar a interação de variáveis no presente trabalho, tomam-se as equações 8 e 9, que descrevem, respectivamente, a taxa de consumo do substrato solúvel e a taxa de crescimento líquido de microrganismos:

$$dS/dt = -\mu_{\max} \cdot X \cdot S / [Y \cdot (K_s + S)] \quad (\text{equação 8})$$

$$dX/dt = \mu_{\max} \cdot X \cdot S / (K_s + S) - k_d \cdot X \quad (\text{equação 9})$$

Observa-se que a taxa de consumo do substrato depende da quantidade do próprio substrato (S) e da quantidade de microrganismos no reator (X). A taxa de crescimento de microrganismos, por sua vez, depende de sua própria quantidade (X) como, também, da

<sup>11</sup> Edição de aprendizado pessoal, do inglês.

quantidade de substrato (S). Assim, as referidas taxas de crescimento, além de serem variáveis em  $t$ , dependem de parâmetros dinâmicos presentes nas duas expressões (S e X). Nesse sentido, o *software* Vensim é adequado para o estudo desses ciclos.

### 6.1.2 Principais critérios adotados no Vensim

A solução numérica adotada no *software* baseou-se num tempo de ciclo de 9 h, que é o tempo total de operação de um reator de batelada, sendo o mesmo válido para o reator contínuo para efeitos da observação dos resultados da simulação. Dessa forma, configurou-se o *software* com os seguintes atributos iniciais:

- a) tempo inicial: 0;
- b) tempo final: 540;
- c) passo: 1;
- d) unidades para tempo: minuto;
- e) tipo de integração: Runge Kutta de quarta ordem.

Todos os parâmetros inseridos no programa foram convertidos para a unidade de tempo **minuto**, sendo esta unidade a escolhida como diferencial de tempo de integração ( $\Delta t$ ). A escolha do método de Runge Kutta de quarta ordem justifica-se pelo menor erro na iteração numérica em relação ao método de Euler na solução de equações diferenciais ordinárias ao custo de maior esforço computacional.

As variáveis de projeto e os parâmetros cinéticos inseridos na simulação dos reatores foram extraídos das soluções de dimensionamento constantes no capítulo 5. As expressões cinéticas utilizadas na simulação do tratamento biológico dos esgotos, ou seja, para a remoção de matéria orgânica, para a nitrificação e para a desnitrificação, tanto para fluxo contínuo como para o SBR, são baseadas no modelo de Monod expressos pelas equações 8 e 9, com os parâmetros pertinentes à etapa de tratamento em questão. Quanto à desnitrificação, foi utilizada a equação 15 com o parâmetro S dado pela concentração de metanol em termos de DQOb.

A solução de equações diferenciais apresenta-se, na maneira clássica, como um problema de valor inicial (PVI). Os itens a seguir explicitam os valores iniciais adotados na simulação dos sistemas.

#### 6.1.2.1 Valores iniciais quanto à qualidade da água nos reatores

Os valores iniciais quanto à qualidade de água dentro dos reatores equivalem à qualidade do efluente tratado, presumindo-se que o sistema já se encontre em modo *steady state*, com a obtenção de efluente com as características preconizadas na fase de projeto. Neste caso, para o reator de fluxo contínuo, adotou-se como concentração de DQOb inicial o valor de  $0,76 \text{ g/m}^3$ , calculada no item 5.2.2. Para o SBR, adotou-se a concentração inicial de DQOb de  $0 \text{ g/m}^3$ .

Para a nitrificação, adotou-se a concentração inicial de  $0,5 \text{ g/m}^3$  de  $\text{NH}_4\text{-N}$ , tanto para fluxo contínuo quanto para SBR. Quanto à concentração de nitrato em termos de  $\text{NO}_3\text{-N}$ , adotou-se a concentração inicial de  $5 \text{ g/m}^3$  na zona anóxica do reator de fluxo contínuo mais a quantidade produzida na câmara aeróbia durante a nitrificação. No SBR, adotou-se a concentração de  $5 \text{ g/m}^3$  de  $\text{NO}_3\text{-N}$  para o efluente sedimentado na metade inferior do volume do reator, ao que se soma a quantidade de nitrato produzida na fase de nitrificação. Quanto à concentração de metanol em termos de DQOb, adotou-se a concentração inicial de  $0,8 \text{ g/m}^3$  para o reator de fluxo contínuo e de  $0 \text{ g/m}^3$  para o SBR, tal como preconizado na fase de dimensionamento para o efluente tratado.

#### 6.1.2.2 Valores iniciais quanto à concentração de microrganismos nos reatores

A concentração inicial de microrganismos ativos para o consumo de matéria orgânica,  $X$ , bem como para a nitrificação,  $X_n$ , e para a desnitrificação,  $X_{dn}$ , foram calculados com base no rearranjo da equação 20, adaptada com os coeficientes da nitrificação e desnitrificação quando pertinente. A concentração de microrganismos para o consumo de matéria orgânica para o reator de fluxo contínuo foi calculada conforme segue:

$$X = Y \cdot [(S_0 - S_t) \cdot Q/V] \cdot \Theta_c / (1 + k_d \cdot \Theta_c)$$

$$X = (0,4 \text{ g/g}) \cdot [(480 - 0,76) \text{ g/m}^3] \cdot (17.280 \text{ m}^3/\text{d}) / (9.510 \text{ m}^3) \cdot (10 \text{ d}) \\ / [1 + (0,12 \text{ d}^{-1}) \cdot (10 \text{ d})] = 1.583 \text{ g de SSV/m}^3$$

A concentração de microrganismos para o consumo de matéria orgânica para o SBR foi calculada conforme segue:

$$X = Y \cdot [(S_0 - S_t) \cdot Q/V] \cdot \Theta_c / (1 + k_d \cdot \Theta_c)$$

$$X = (0,4 \text{ g/g}) \cdot [(480 - 0) \text{ g/m}^3] \cdot (5.760 \text{ m}^3/\text{d}) / (4.320 \text{ m}^3) \cdot (16 \text{ d}) \\ / [1 + (0,12 \text{ d}^{-1}) \cdot (16 \text{ d})] = 1.403 \text{ g de SSV/m}^3$$

A concentração de microrganismos para a nitrificação para o reator de fluxo contínuo foi calculada conforme abaixo:

$$X_n = Y_n \cdot [(NO_x) \cdot Q/V] \cdot \Theta_c / (1 + k_{dn} \cdot \Theta_c)$$

$$X_n = (0,12 \text{ g/g}) \cdot [(26,9 \text{ g/m}^3) \cdot (17.280 \text{ m}^3/\text{d}) / (9.510 \text{ m}^3)] \cdot (10 \text{ d}) \\ / [1 + (0,08 \text{ d}^{-1}) \cdot (10 \text{ d})] = 32,6 \text{ g de SSV/m}^3$$

A concentração de microrganismos para a nitrificação no SBR foi calculada no item 5.3.4, resultando em  $X_n = 32,7 \text{ g de SSV/m}^3$ . Finalmente, a concentração de microrganismos para a desnitrificação para o reator de fluxo contínuo foi calculada de maneira análoga, com parâmetros cinéticos relativos ao metanol, sendo acrescida no termo Q a vazão de recirculação ( $Q + Q_r$ ) já que a parcela de nitrato recirculado ao reator foi considerada na concentração  $NO_3$  a desnitrificar:

$$X_{dn} = Y \cdot [(S_0 - S_t) \cdot Q/V] \cdot \Theta_c / (1 + k_d \cdot \Theta_c)$$

$$X_{dn} = (0,18 \text{ g/g}) \cdot [(81,5 - 0,8) \text{ g/m}^3] \cdot (17.280 \text{ m}^3/\text{d} + 7.416 \text{ m}^3/\text{d}) / (1.060 \text{ m}^3) \cdot (10 \text{ d}) \\ / [1 + (0,05 \text{ g/g} \cdot \text{d}) \cdot (10 \text{ d})] = 2.256 \text{ g de SSV/m}^3$$

A concentração de microrganismos para a desnitrificação no SBR foi calculada no item 5.3.5, resultando em  $X_{dn} = 171,3 \text{ g de SSV/m}^3$ . A grande diferença entre as concentrações de microrganismos para a desnitrificação nos dois tipos de reatores deve-se às dimensões dos tanques em cada modalidade. Para fluxo contínuo, tem-se  $1.060 \text{ m}^3$  para a fase anóxica, totalizando uma carga de microrganismos de  $2.392 \text{ kg de SSV}$ . Para o SBR, tem-se todo o volume do reator, de  $4.320 \text{ m}^3$  para a fase anóxica, totalizando uma carga de  $2.200 \text{ kg de SSV}$  para as três unidades, portanto, compatíveis.

### 6.1.2.3 Aplicação da carga de metanol nos reatores durante a desnitrificação

A carga de metanol aplicada no reator de fluxo contínuo em termos de DQOb foi calculada a partir da concentração de  $81,5 \text{ g/m}^3$  obtida no item 5.2.4, multiplicada pela vazão de projeto:

$$(81,5 \text{ g/m}^3).(17.280 \text{ m}^3/\text{d}) = 1.408.320 \text{ g/d}$$

Esta carga equivale a  $978 \text{ g/min}$ , aplicados continuamente no reator de fluxo contínuo durante as simulações. Para o SBR, considerou-se uma carga diária obtida através de cálculo análogo ao realizado para o fluxo contínuo, tendo-se como base a concentração de DQOb obtida no item 5.3.5. Assim, a carga diária resulta em:

$$(80,3 \text{ g/m}^3).(5.760 \text{ m}^3/\text{d}) = 462.528 \text{ g/d.reator}$$

Observa-se que esta é uma carga diária, a qual não poderá ser aplicada continuamente durante toda a batelada. Optou-se, no presente estudo, por aplicar esta carga durante a desnitrificação, no tempo de 1 h, com distribuição uniforme ao longo desse período. Considerando que uma batelada possui duração de 9 h, obtém-se a carga de DQOb como metanol a ser aplicada numa batelada:

$$(462.528 \text{ g/d}).(9 \text{ h}) / (24 \text{ h/d}) = 173.448 \text{ g/batelada}$$

Como a duração da fase anóxica é de 1 h, deverão ser aplicados  $173.448 \text{ g/h}$ , equivalente a  $2.890 \text{ g/min}$  em um reator. Isto equivale a uma alta disponibilidade de metanol durante a fase

anóxica, sendo possível que esta fase ultrapasse inclusive o período de 1 h reservado para a desnitrificação, mesmo após desligar a agitação visando a decantação<sup>12</sup>.

### 6.1.3 Considerações finais quanto à programação no *software*

Durante a programação dos sistemas no *software* Vensim, adotaram-se algumas estratégias visando aproximar as simulações aos critérios utilizados durante a fase de dimensionamento. Nesse sentido, estabelecem-se as considerações finais expostas nos parágrafos a seguir. Além disso, dada à dificuldade maior em se calcular diluições e aumento de concentrações em soluções a partir de parâmetros expressos em unidades de concentração ( $M/L^3$ ), todas as reações e diluições foram calculadas em termos de carga (M) para, posteriormente, ser convertidas em concentração através da divisão pelo volume líquido correspondente.

Na simulação do SBR, foram introduzidas funções do tipo *if-then-else*<sup>13</sup> para anular as taxas de consumo de substrato e de crescimento de microrganismos quando da ausência de aeração, tanto para matéria orgânica quanto para a nitrificação, sendo desprezada a concentração de OD remanescente no tanque no momento em que se desligam os aeradores. Ainda quanto ao SBR, foi considerado nulo o decaimento endógeno das bactérias heterotróficas e nitrificantes quando da ausência de aeração e, conseqüentemente, o aumento do lodo devido à fração remanescente da respiração endógena.

A respeito da fase de desnitrificação no SBR, de maneira análoga às outras fases (remoção de DBO e nitrificação), foram introduzidas funções do tipo *if-then-else* para anular as taxas de consumo de metanol, de utilização de nitrato e de crescimento de microrganismos quando existir aeração, dado o efeito inibidor da presença de OD durante esta fase. Ainda quanto à desnitrificação no SBR, foi considerada que a adição de metanol ocorre uniformemente durante o período denominado  $t_{ANOX}$  – no qual ocorre apenas a agitação sem aeração para o consumo de nitrato em fase exclusivamente anóxica –, até se atingir a carga de projeto calculada no capítulo anterior. Já para o reator de fluxo contínuo, a adição de metanol para a

---

<sup>12</sup> Nas simulações, o reator **não sabe** que a desnitrificação deve durar 1 h. A reação ocorre por conta da disponibilidade de nitrato, matéria orgânica e microrganismos.

<sup>13</sup> Se-então-senão, do inglês.

desnitrificação ocorre continuamente de acordo com a carga diária calculada no dimensionamento.

Quanto à absorção de nitrogênio pelas células bacterianas, considerou-se que 12% da massa do lodo biológico produzido contém N, absorvido diretamente do NTK do esgoto bruto, sendo esta parcela descontada da concentração de nitrogênio amoniacal do efluente. Assim, a concentração de  $\text{NH}_4\text{-N}$  do efluente considerada é igual à concentração de NTK do afluente, descontada a parcela nitrificada e ainda  $0,12 \cdot (\Delta X + \Delta X_n + \Delta X_{kd})$ , onde  $\Delta X_{kd}$  é a fração remanescente da respiração endógena ( $dX/dt = f_d \cdot k_d \cdot X$ ).

Finalmente, considerou-se que a concentração de metanol na zona aeróbia do reator de fluxo contínuo é nula, apesar de existir retorno de lodo proveniente do decantador secundário que contém concentração de metanol. Apesar de a vazão de recirculação ser considerável em relação à vazão de esgoto afluente, a concentração de metanol residual do efluente foi calculada em apenas  $0,8 \text{ g/m}^3$ , sendo ainda diluída no esgoto afluente, portanto desprezível.

## 6.2 VERIFICAÇÃO DAS CONDIÇÕES DE PROJETO A PARTIR DAS SIMULAÇÕES

Conforme preconizado, verifica-se inicialmente o desempenho dos reatores dimensionados no capítulo anterior com o uso do *software* de integração numérica Vensim, considerando-se as condições em *steady state* idealizadas para cada estrutura. Todas as verificações, bem como a comparação da qualidade dos efluentes ao se aplicar transientes, são baseadas comparativamente acerca dos seguintes parâmetros:

- a) consumo de matéria orgânica em termos de DQOb;
- b) consumo de nitrogênio amoniacal em termos da concentração de  $\text{NH}_4\text{-N}$ ;
- c) redução de nitratos em termos da concentração de  $\text{NO}_3\text{-N}$ ;
- d) produção de lodo biológico no reator aeróbio em termos de SSV.

### 6.2.1 Desempenho do reator de fluxo contínuo em *steady state*

Ao simular a operação do reator de fluxo contínuo com as condições de projeto em estado estacionário obteve-se um efluente com concentrações de DQOb,  $\text{NH}_4\text{-N}$  e  $\text{NO}_3\text{-N}$  compatíveis com as inicialmente previstas. Após 540 min de operação (9 h), obteve-se um efluente com as seguintes concentrações:  $0,76 \text{ g/m}^3$  de DQOb, estável;  $0,31 \text{ g/m}^3$  de  $\text{NH}_4\text{-N}$ , estável após os primeiros minutos iniciais; e  $5,34 \text{ g/m}^3$  de  $\text{NO}_3\text{-N}$  com estabilidade. A figura 7 ilustra a qualidade do efluente tratado em termos de DQOb,  $\text{NH}_4\text{-N}$  e  $\text{NO}_3\text{-N}$  após 9 h de operação.

Na realidade, à concentração de DQOb de  $0,76 \text{ g/m}^3$  deveria ser acrescida a concentração de DQOb como metanol residual, que resultou em  $0,56 \text{ g/m}^3$  no período com estabilidade, um pouco inferior aos  $0,80 \text{ g/m}^3$  calculados no item 5.2.4. Somando as parcelas de DQOb residuais no efluente devido à matéria orgânica do despejo e ao metanol, obtém-se  $1,32 \text{ g/m}^3$ , que equivale a uma DBO de aproximadamente  $0,83 \text{ g/m}^3$ , bastante inferior à meta de tratamento. Nesta e nas simulações subsequentes, optou-se por representar nos gráficos o residual de DQOb no efluente exclusivamente devido à matéria orgânica do despejo, possibilitando uma comparação mais imediata com os dados iniciais de projeto, facilitando o cálculo da eficiência de tratamento. Além disso, considera-se que a parcela residual de DQOb devido ao metanol é de rápida assimilação pelas células bacterianas e que, conseqüentemente, sua estabilização ocorrerá rapidamente após o lançamento do efluente no corpo receptor.

Durante o tempo de operação, manteve-se a vazão de excesso de lodo constante de  $317,1 \text{ m}^3/\text{d}$ , conforme previsto no projeto. A concentração de SSV em termos de células bacterianas (SSV bio) no reator aeróbio, mesmo mantendo-se a retirada do excesso de lodo previsto em projeto, aumentou ligeiramente no período, de  $1.616 \text{ g}$  de SSV/ $\text{m}^3$  ( $1.583 \text{ g/m}^3$  como X e  $32,6 \text{ g/m}^3$  como  $X_n$ , conforme item 6.1.2.2) para  $1.620 \text{ g}$  de SSV/ $\text{m}^3$ , conforme figura 8, evidenciando que a idade do lodo calculada é compatível com o resultado obtido com a simulação.

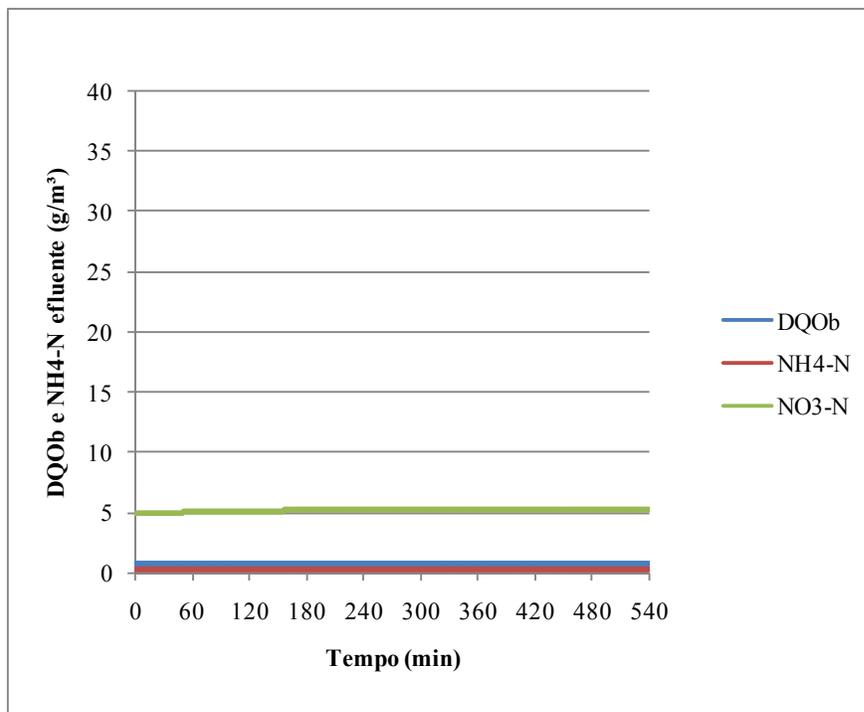


Figura 7: qualidade do efluente tratado no reator de fluxo contínuo operado nas condições de projeto

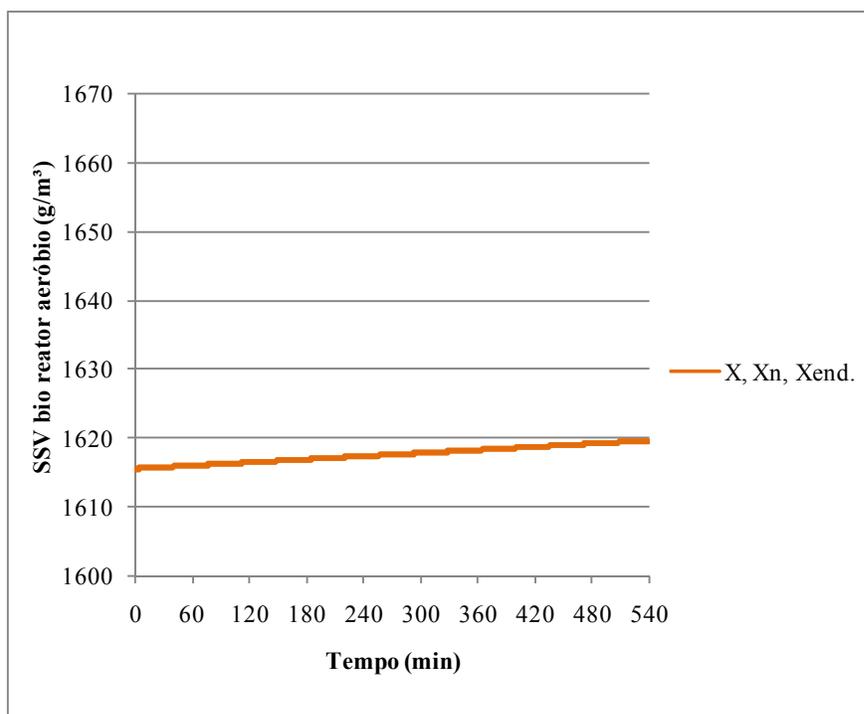


Figura 8: concentração de células na zona aeróbia do reator de fluxo contínuo (X, X<sub>n</sub> e fração remanescente da respiração endógena, X<sub>end</sub>)

## 6.2.2 Desempenho do SBR em *steady state*

Ao simular a operação do SBR com as condições de projeto em estado estacionário obteve-se um efluente com concentrações de DQOb, NH<sub>4</sub>-N e NO<sub>3</sub>-N compatíveis com as inicialmente previstas. Após 540 min de operação (9 h), obteve-se um efluente com as seguintes concentrações:  $\approx 0 \text{ g/m}^3$  de DQOb;  $0,08 \text{ g/m}^3$  de NH<sub>4</sub>-N, bem inferior ao limite de  $0,5 \text{ g/m}^3$ ; e  $1,93 \text{ g/m}^3$  de NO<sub>3</sub>-N, bastante inferior ao estimado em projeto ( $5 \text{ g/m}^3$ ).

A figura 9 ilustra a qualidade do efluente tratado em termos de DQOb, NH<sub>4</sub>-N e NO<sub>3</sub>-N após 9 h de operação. Observa-se o aumento imediato da concentração de DQOb e NH<sub>4</sub>-N nos 60 minutos iniciais em virtude do enchimento do reator com esgoto bruto sem aeração (fase **a** da figura 9); ao ligar a aeração, observa-se a queda abrupta das concentrações desses parâmetros (fase **b** da figura 9). A maior parte do tempo de enchimento simultâneo à aeração é caracterizada por baixas concentrações desses parâmetros (fase **c** da figura 9), momento em que quase todo substrato é consumido assim que entra no reator. Ao cessar o enchimento, os mesmos parâmetros caem praticamente a  $0 \text{ g/m}^3$  (fase **d** da figura 9). Quanto à concentração de NO<sub>3</sub>-N, observa-se uma queda inicial da concentração durante o enchimento devido à diluição do lodo sedimentado no esgoto afluente. Com a nitrificação, a concentração aumenta até a fase anóxica, no minuto 240.

É interessante observar que a concentração de nitrato (NO<sub>3</sub>-N) no final do período **reservado** à desnitrificação, no minuto 300, é igual a  $5 \text{ g/m}^3$ , conforme previsto na etapa de projeto. Após este instante, a concentração de NO<sub>3</sub>-N continua a cair mesmo durante a fase de decantação, conforme estimou-se no item 6.1.2.3, até que seja consumido o metanol residual no reator.

Quanto à produção de lodo biológico, observa-se inicialmente que o lodo sedimentado no fundo do reator, proveniente da batelada anterior, é diluído no esgoto afluente. Isto implica numa queda da concentração de microrganismos no reator durante o enchimento, motivo pelo qual se opta por analisar a produção de lodo biológico em termos de massa (M) no lugar da concentração (M/L<sup>3</sup>). Assim, observa-se a elevação da quantidade mássica inicial de 6.202 kg para 6.540 kg de SSV na batelada de 9 h, portanto, 338 kg em 9 h, equivalente a 901 kg/d, que é compatível aos 887,1 kg/d previstos (826,2 kg/d no item 5.3.3 e 60,9 kg/d no item 5.3.5).

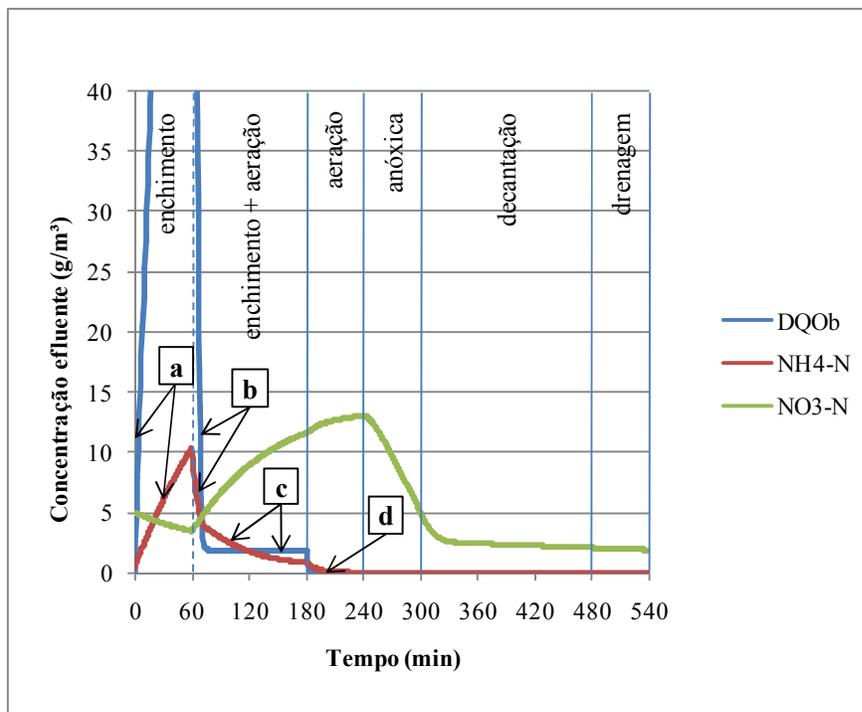


Figura 9: qualidade do efluente tratado no SBR operado nas condições de projeto

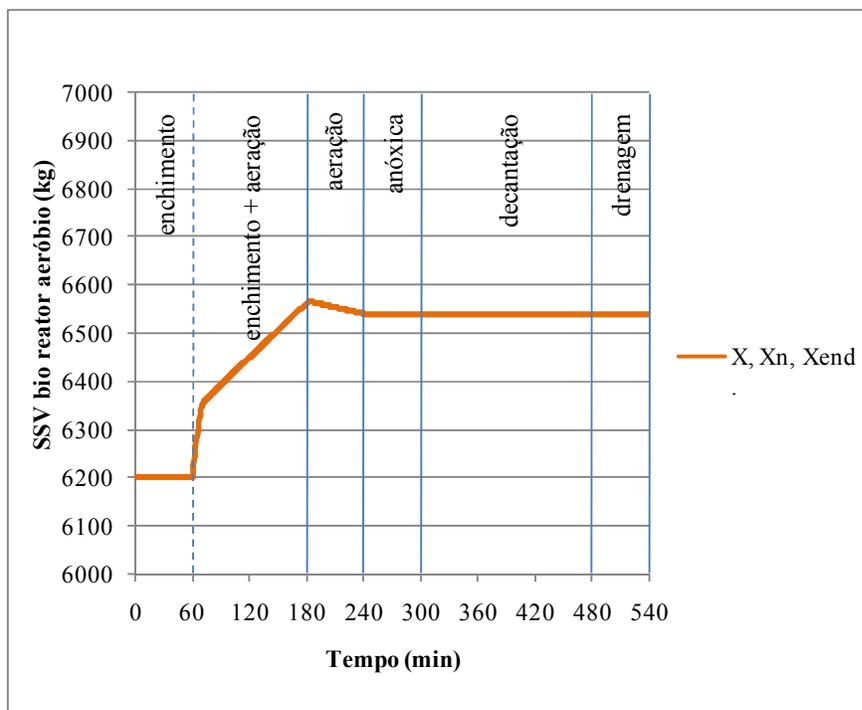


Figura 10: massa de células bacterianas no SBR  
(X, X<sub>n</sub> e fração remanescente da respiração endógena, X<sub>end</sub>)

Uma vez observado o desempenho dos reatores diante as condições inicialmente previstas em projeto, realizam-se as simulações com a aplicação de transientes. O item a seguir aborda tais simulações e a observação em termos dos mesmos parâmetros indicados: DBO<sub>b</sub>, NH<sub>4</sub>-N e NO<sub>3</sub>-N. A produção de lodo não será observada nas condições transientes devido a sua menor relevância em comparação com os demais parâmetros, os quais caracterizam a qualidade do efluente tratado.

### 6.3 APLICAÇÃO DE TRANSIENTES AOS REATORES A PARTIR DAS SIMULAÇÕES

Com base na ferramenta computacional selecionada neste trabalho, serão simuladas algumas condições distintas quanto ao esgoto a ser tratado pelos reatores dimensionados no capítulo 5. A qualidade dos efluentes serão observadas em termos das concentrações de DQOb, NH<sub>4</sub>-N e NO<sub>3</sub>-N. Para efeitos deste estudo, consideram-se transientes todas as características da água residuária que sejam diferentes daquelas preconizadas na fase de dimensionamento.

Como exemplo de transiente tem-se a infiltração pluvial na rede coletora em dias chuvosos, o que aumenta a vazão afluente à ETE em diversas vezes. Tal situação também contribui com outro transiente: a diluição do esgoto com infiltração de águas pluviais diminui as concentrações de DBO e NTK afluente. Outro exemplo de transiente é o lançamento de esgoto concentrado na rede devido a uma situação particular (caminhões limpa-fossa, lançamento industrial, entre outras), aumentando a concentração de DBO e NTK. Os transientes, porém, não necessitam ocorrer devido a um evento específico: existe variação diária de vazão de esgoto e da concentração de substâncias devido aos hábitos da população, como indicado na figura 11.

No presente estudo, tais situações também são denominadas não estacionárias, no sentido de que existe variação nas características do esgoto tratado em relação à condição *steady state* adotada na fase de projeto. Na simulação, todavia, as características do esgoto são alteradas uma vez para, então, ser observados os efeitos no efluente durante 540 min de operação do reator de fluxo contínuo ou uma batelada do SBR. Além disso, a nova característica imposta ao esgoto será mantida durante todo o período de simulação. Esta sistemática, na realidade, traduz-se na aplicação de um novo regime estacionário aos reatores, porém diferente daquele

da fase de projeto. O termo **não estacionário** mantido no trabalho, inclusive no título, refere-se, portanto, ao fato de se aplicar variações nos parâmetros do esgoto observando-se os efeitos nos efluentes.

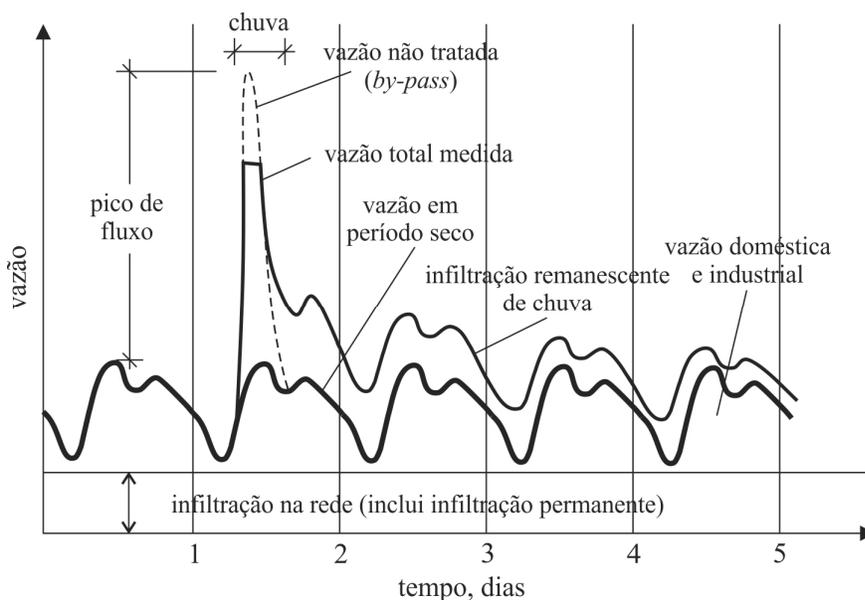


Figura 11: variação de vazão afluyente à ETE ao longo do dia e devido a chuva (adaptado de METCALF & EDDY INC., 2003, p. 164)

Os parâmetros da água residuária alterados e aplicados aos reatores são:

- a) vazão afluyente;
- b) concentração de DQOb;
- c) concentração de NTK.

Inicialmente é dobrada a vazão afluyente e diminuídas pela metade as concentrações de DQOb e NTK, numa situação condizente com a infiltração pluvial na rede coletora. Posteriormente mantém-se o dobro da vazão, porém mantém-se as concentrações de DQOb e NTK originais, situação compatível com uma ETE necessitando de obras de ampliação. Após, volta-se à vazão original de projeto e dobram-se as concentrações de DQOb e NTK. Finalmente, numa situação compatível com a ligação de indústrias à rede coletora, quadruplicam-se as concentrações originais de DQOb e NTK, mantendo-se a vazão de projeto, verificando-se a robustez dos reatores. O resumo das simulações realizadas encontra-se exposto no quadro 7.

SIMULAÇÃO	Q (L/s)	DQOb (g/m <sup>3</sup> )	NTK (g/m <sup>3</sup> )
1	400	240	20
2	400	480	40
3	200	960	80
4	200	1.920	160

Quadro 7: resumo dos transientes aplicados aos reatores com *software* de simulação

### 6.3.1 Simulação n. 1: dobro da vazão e metade das concentrações

Ao se dobrar a vazão original de projeto observa-se de imediato que o reator de fluxo contínuo, caso tenha dispositivos de saída compatíveis com o acréscimo de fluxo, receberá todo o escoamento do esgoto afluente à custa de um tempo de detenção hidráulica menor (de valor igual à metade daquele previsto originalmente no projeto). Já no SBR fazem-se necessárias algumas adaptações, programáveis através de automação.

Inicialmente, cabe observar que estações reais de batelada geralmente possuem estruturas denominadas tanques de estabilização, que são reservatórios capazes de armazenar parte do esgoto afluente, regularizando a vazão aos reatores. No presente estudo desconsiderou-se a existência de tais estruturas, que são objeto de um projeto que foge do escopo deste trabalho. Nesse sentido, sabe-se que o SBR aqui considerado poderá não comportar de maneira adequada o acréscimo de vazão proposto, apresentando desvantagens em relação ao efluente tratado no reator de fluxo contínuo.

A primeira adaptação que se faz nos ciclos do SBR é quanto ao tempo de ciclo  $T_C$ , que passará de 9 h para 4,5 h. Como consequência do incremento da vazão, o tempo de enchimento  $t_F$  passará de 3 h para 1,5 h. Já o tempo disponível para a sedimentação passará de 3 h para 1,5 h (com possíveis prejuízos à retenção de sólidos por decantação). Os demais tempos de reação também serão reduzidos à metade dos originais, conforme ilustrado pela figura 12.

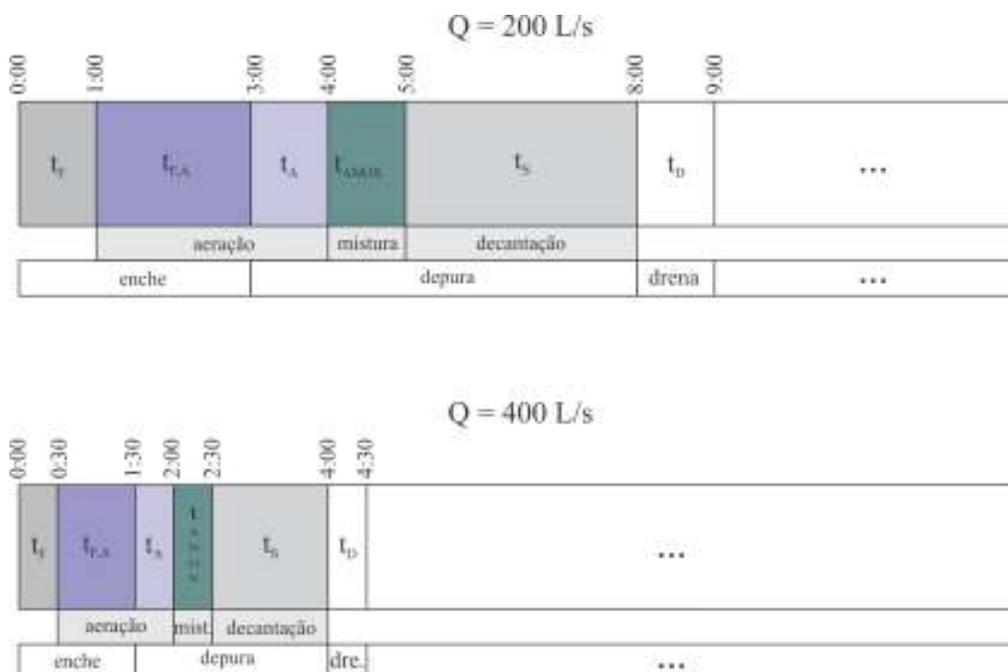


Figura 12: tempos de reação do SBR para as vazões de 200 L/s e 400 L/s

Realizadas as adaptações no *software* para dobrar a vazão de projeto – para 400 L/s –, diminuir pela metade as concentrações afluentes de DQOb e  $\text{NH}_4\text{-N}$  – para 240 e 20  $\text{g/m}^3$  respectivamente –, observa-se que as concentrações de DQOb e  $\text{NH}_4\text{-N}$  no efluente do reator de fluxo contínuo, após 540 min, permaneceram na faixa estimada do projeto original, nos valores de 0,76 e 0,30  $\text{g/m}^3$  respectivamente, o que comprova que a concentração prevista segundo a equação 22 não depende dos parâmetros de vazão e da concentração afluente. A presença de  $\text{NO}_3\text{-N}$  no efluente tratado diminuiu em relação ao previsto em projeto devido à menor concentração de NTK afluente, resultando no valor de 2,15  $\text{g/m}^3$ , bem abaixo dos 5  $\text{g/m}^3$  estabelecidos como meta de tratamento. A figura 13 ilustra as características do efluente tratado pelo reator de fluxo contínuo.

No SBR, mesmo com a diminuição dos tempos de reação devido ao aumento de vazão, observa-se que a qualidade do efluente mantém-se compatível com o originalmente estabelecido em projeto, resultando em concentrações de DQOb,  $\text{NH}_4\text{-N}$  e  $\text{NO}_3\text{-N}$  de 0, 0,12 e 2,27  $\text{g/m}^3$  respectivamente, todas abaixo dos limites. A figura 14 ilustra as características do efluente tratado pelo SBR ao longo de 270 min, que é a duração da nova batelada. Manteve-se o eixo horizontal (tempo) até o limite de 540 min para facilitar a comparação entre as ilustrações.

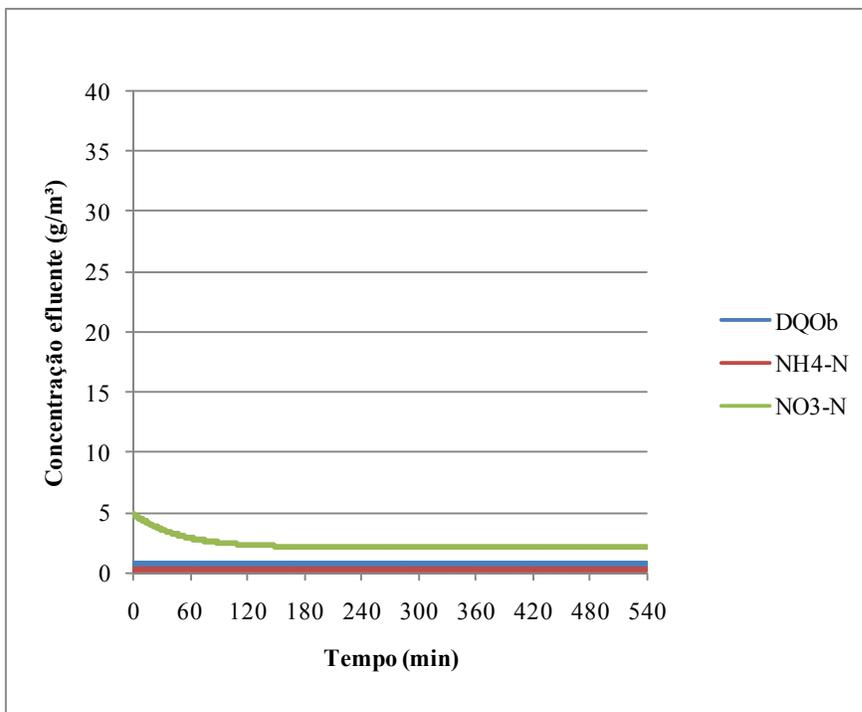


Figura 13: qualidade do efluente tratado no reator de fluxo contínuo com o dobro da vazão e a metade da concentração de DQOb e NTK de projeto

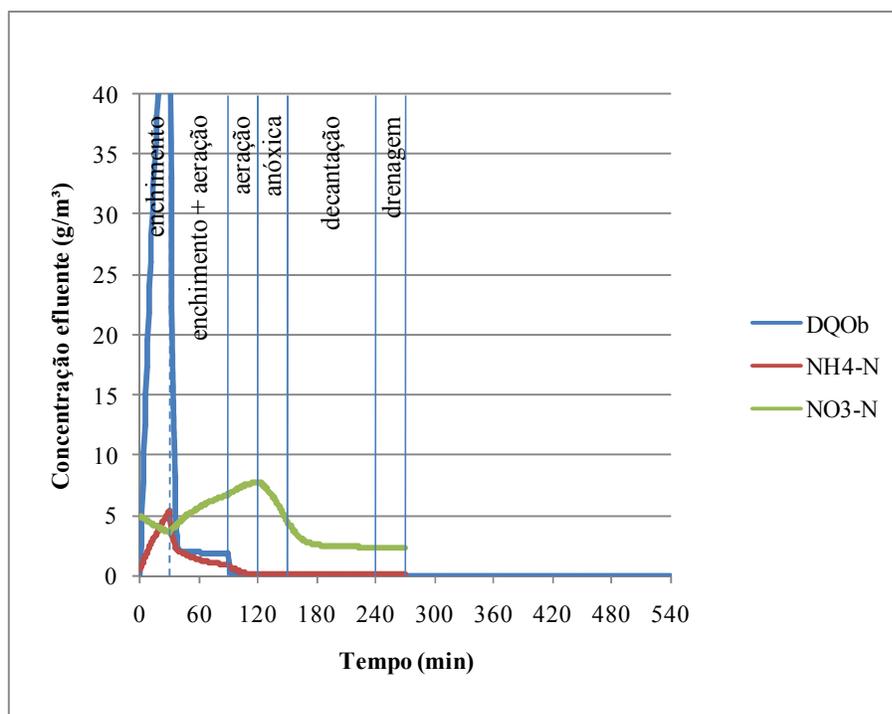


Figura 14: qualidade do efluente tratado no SBR com o dobro da vazão e a metade da concentração de DQOb e NTK de projeto

### 6.3.2 Simulação n. 2: dobro da vazão e concentrações de projeto

A próxima simulação consiste em dobrar a vazão afluyente para 400 L/s, porém mantendo-se as concentrações de DQOb e NTK de projeto, no valor de 480 e 40 g/m<sup>3</sup> respectivamente. As mesmas alterações impostas aos tempos de reação do SBR do item anterior são necessárias para esta simulação, devido à maior vazão de esgoto.

Ao simular a operação do reator de fluxo contínuo com as novas condições, obteve-se um efluente com concentração de DQOb após 540 min de 1,46 g/m<sup>3</sup>, que corresponde a uma DBO de 0,91 g/m<sup>3</sup>, bem abaixo da exigência legal de 5 g/m<sup>3</sup>. Por outro lado, as concentrações de NH<sub>4</sub>-N e NO<sub>3</sub>-N resultaram em 0,66 e 12,41 g/m<sup>3</sup> respectivamente, um pouco acima dos limites legais respectivos de 0,5 e 10 g/m<sup>3</sup> para estes parâmetros. A figura 15 ilustra a variação desses parâmetros ao longo do período estudado.

No SBR, observa-se que a qualidade do efluente mantém-se compatível com o originalmente estabelecido em projeto em termos de DQOb e NO<sub>3</sub>-N, resultando  $\approx 0$  g/m<sup>3</sup> e 4,83 g/m<sup>3</sup> respectivamente, comprovando robustez do sistema quanto a esses parâmetros. Em relação a NH<sub>4</sub>-N, no entanto, o SBR apresentou perda na eficácia de tratamento devido ao reduzido tempo de reação imposto pelo acréscimo de vazão: 1,73 g/m<sup>3</sup> de NH<sub>4</sub>-N, acima do limite legal de 0,5 g/m<sup>3</sup> e bastante acima do resultado obtido para o reator de fluxo contínuo. A figura 16 ilustra a nova situação ao longo da batelada de 270 min, mantendo-se o eixo horizontal (tempo) até o limite de 540 min para facilitar a comparação entre as ilustrações.

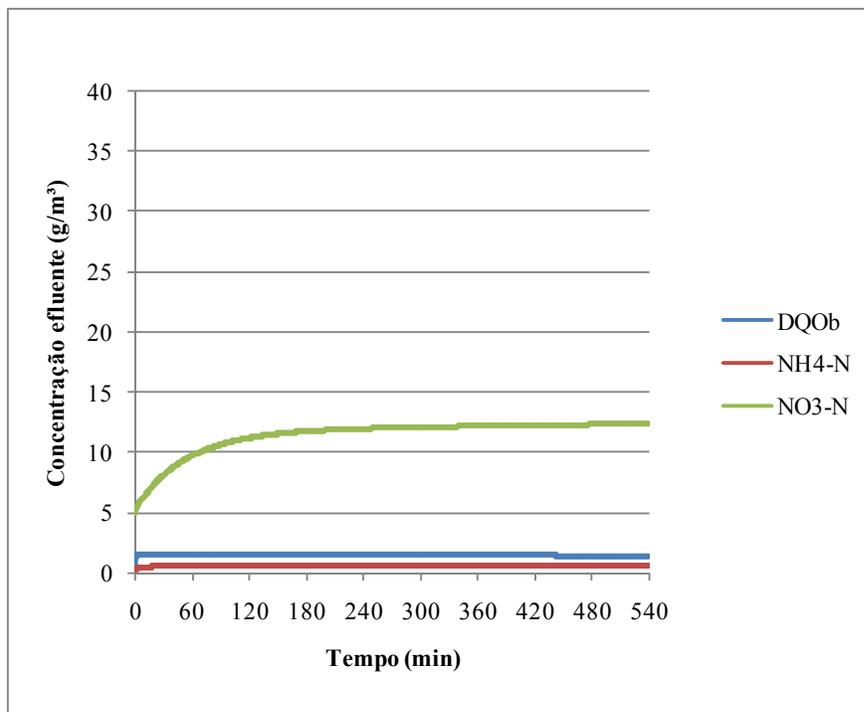


Figura 15: qualidade do efluente tratado no reator de fluxo contínuo com o dobro da vazão e concentração de DQOb e NTK de projeto

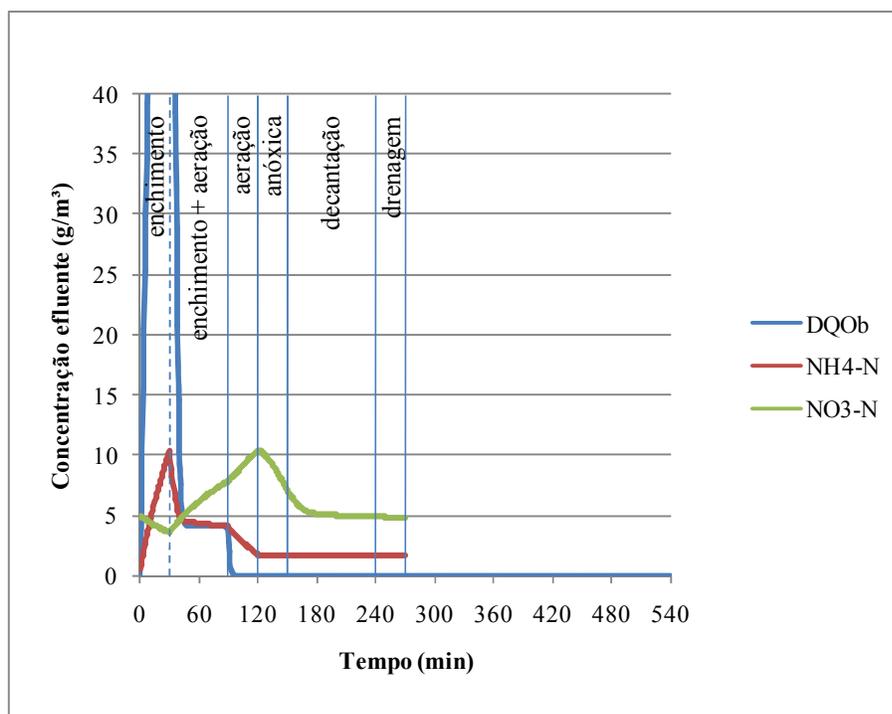


Figura 16: qualidade do efluente tratado no SBR com o dobro da vazão e concentração de DQOb e NTK de projeto

### 6.3.3 Simulação n. 3: vazão de projeto e concentrações duplicadas

A simulação n. 3 consiste em manter-se a vazão afluyente de projeto, de 200 L/s, porém duplicando-se as concentrações de DQOb e NTK para os valores de 960 e 80 g/m<sup>3</sup> respectivamente. Como a vazão do esgoto é a mesma do projeto original, não serão alterados os tempos de reação do SBR como realizado nas primeiras simulações.

A operação do reator de fluxo contínuo com as novas condições resulta num efluente com concentração de DQOb após 540 min de 1,46 g/m<sup>3</sup>, que corresponde a uma DBO de 0,91 g/m<sup>3</sup>, resultado igual ao da simulação anterior. A concentração de NH<sub>4</sub>-N resulta em 0,68 g/m<sup>3</sup>, também compatível com a simulação anterior e acima do limite legal de 0,5 g/m<sup>3</sup>. Já a concentração de NO<sub>3</sub>-N resulta bastante acima do que o anteriormente previsto: 34,42 g/m<sup>3</sup>, muito acima do limite legal de 10 g/m<sup>3</sup>. O resultado da desnitrificação no reator em estudo depende sobremaneira da disponibilidade de metanol para a reação. No presente caso, dobrou-se a concentração de NTK, sem alterar a carga de metanol disponível em relação ao caso anterior, o que pode explicar a elevada concentração de nitrato no efluente gerado. A figura 17 ilustra a variação desses parâmetros ao longo do período estudado.

A operação do SBR com as mesmas condições, desta vez com os tempos de reação do projeto original, resulta num efluente com  $\approx 0$  g/m<sup>3</sup> de DQOb e de 8,26 g/m<sup>3</sup> de NO<sub>3</sub>-N, evidenciando robustez do sistema. Por outro lado, a concentração de NH<sub>4</sub>-N resulta em 2,15 g/m<sup>3</sup>, muito acima do que o obtido para o reator de fluxo contínuo, ultrapassando sobremaneira o limite legal de 0,5 g/m<sup>3</sup>. Observa-se que a concentração de NO<sub>3</sub>-N resultou bem menor do que a do reator de fluxo contínuo, inclusive abaixo do limite legal de 10 g/m<sup>3</sup>. Por outro lado, cabe observar que a quantidade de nitrato gerado na fase de nitrificação também foi menor do que a do outro reator, o que explica em parte a menor concentração de NO<sub>3</sub>-N do efluente neste caso. Importante salientar que não foi alterada a carga de metanol na desnitrificação em relação à condição original de projeto, tal como efetuado para o reator de fluxo contínuo. A figura 18 ilustra a nova situação ao longo da batelada de 540 min.

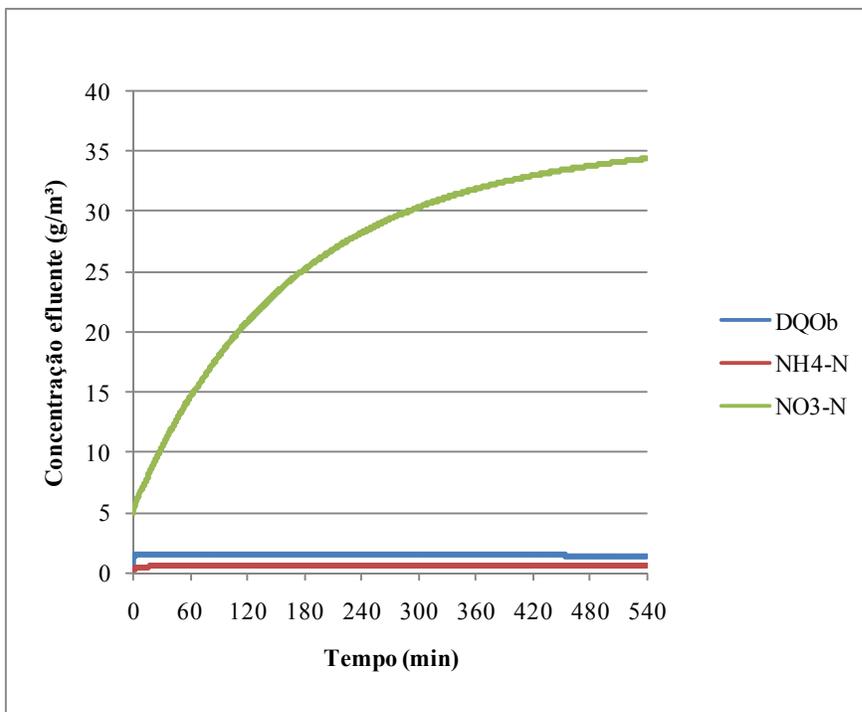


Figura 17: qualidade do efluente tratado no reator de fluxo contínuo com a vazão de projeto e o dobro das concentrações de DQOb e NTK

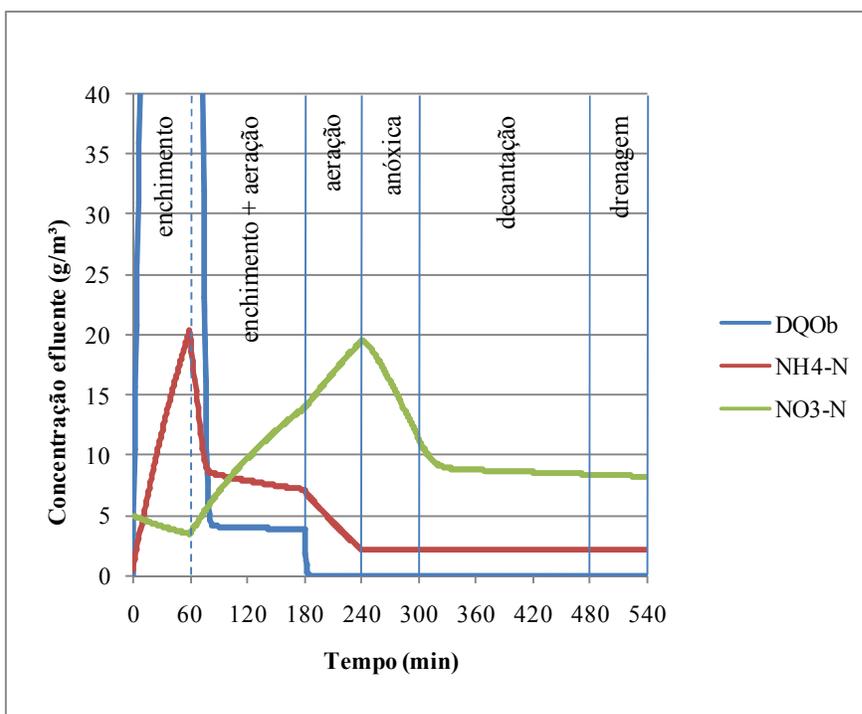


Figura 18: qualidade do efluente tratado no SBR com a vazão de projeto e o dobro das concentrações de DQOb e NTK

### 6.3.4 Simulação n. 4: vazão de projeto e concentrações quadruplicadas

A última simulação consiste em manter-se a vazão afluyente de projeto, de 200 L/, porém quadruplicando-se as concentrações de DQOb e NTK para os valores de 1.920 e 160 g/m<sup>3</sup> respectivamente, visando testar a robustez dos sistemas ao extremo. A figura 19 ilustra os resultados obtidos para o reator de fluxo contínuo:

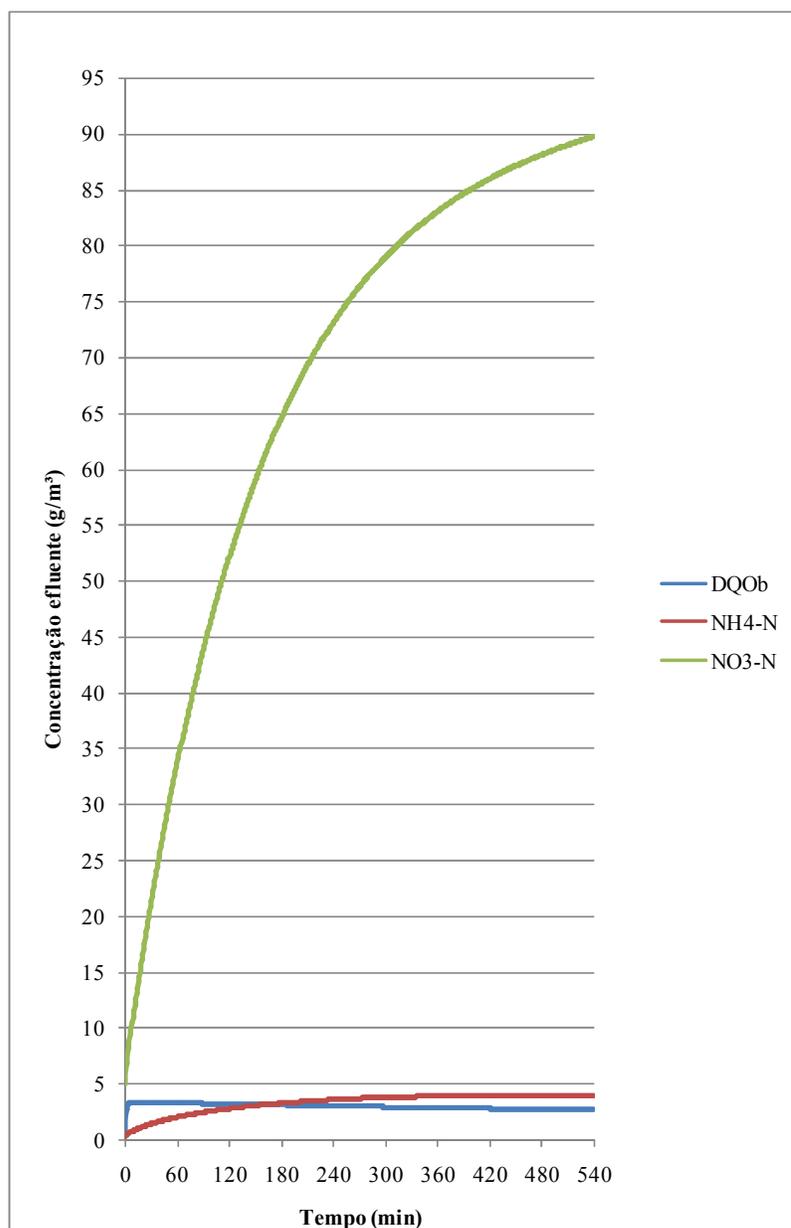


Figura 19: qualidade do efluente tratado no reator de fluxo contínuo com a vazão de projeto e quatro vezes as concentrações de DQOb e NTK

Observa-se que o reator de fluxo contínuo com as novas condições resulta num efluente com concentração de DQOb após 540 min de  $2,70 \text{ g/m}^3$ , que corresponde a uma DBO de  $1,69 \text{ g/m}^3$ , abaixo do limite legal de  $5 \text{ g/m}^3$ . Já a concentração de  $\text{NH}_4\text{-N}$  resulta em  $3,93 \text{ g/m}^3$ , muito acima do limite legal de  $0,5 \text{ g/m}^3$ , porém evidenciando boa eficiência na nitrificação já que a carga lançada de NTK foi extremamente alta ( $160 \text{ g/m}^3$ ). Já a concentração de  $\text{NO}_3\text{-N}$  resultou em  $89,77 \text{ g/m}^3$ , muito elevada. Isto revela que grande concentração de nitrato foi produzida na nitrificação, porém, mantendo-se a carga de metanol original de projeto, perdeu-se significativamente a eficiência da desnitrificação.

A operação do SBR sob as mesmas condições resulta num efluente com  $\approx 0 \text{ g/m}^3$  de DQOb e de  $9,45 \text{ g/m}^3$  de  $\text{NO}_3\text{-N}$ , evidenciando extrema robustez do sistema quanto à estabilização da matéria orgânica e remoção de nitrato. Por outro lado, a concentração de  $\text{NH}_4\text{-N}$  resulta em  $18,1 \text{ g/m}^3$ , um patamar inaceitável para os padrões ambientais e bem acima do encontrado para o reator de fluxo contínuo. Este fato também explica em parte a menor concentração de nitrato obtida no efluente para o SBR, pois a nitrificação não ocorreu de maneira tão eficaz quanto no reator de fluxo contínuo. A figura 20 ilustra a nova situação obtida.

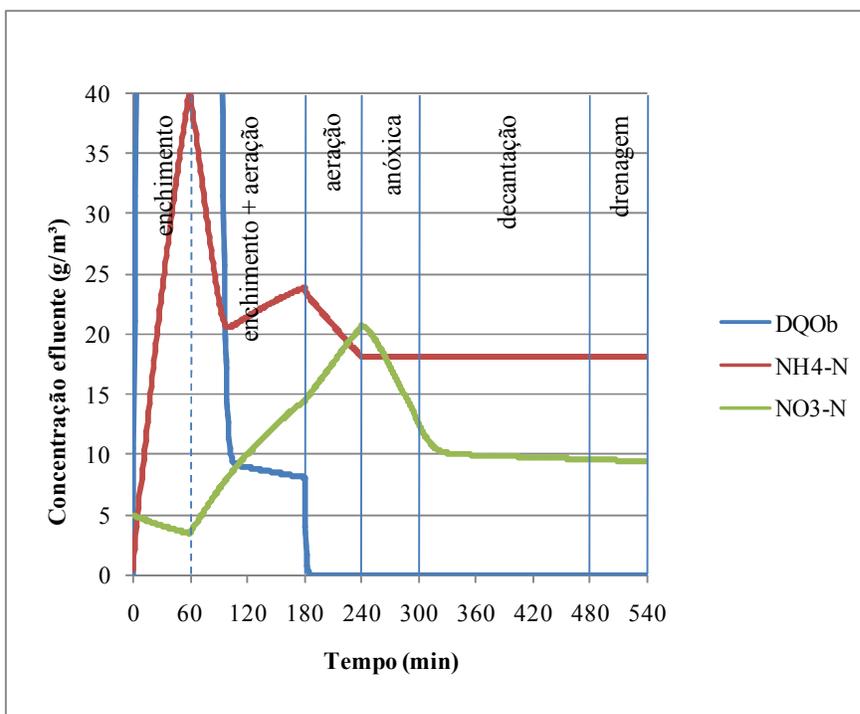


Figura 20: qualidade do efluente tratado no SBR com a vazão de projeto e quatro vezes as concentrações de DQOb e NTK

### 6.3.5 Resumo dos resultados obtidos

A simulação da operação dos reatores a partir de distintas condições transientes originou resultados bem distintos para cada tipo de sistema, especialmente em relação às concentrações de nitrogênio amoniacal e de nitrato. O quadro 8 apresenta de modo sintético os resultados obtidos a partir das simulações, sendo denominada simulação n. 0 a que corresponde à água residuária de projeto (vazão e concentrações afluentes consideradas na fase de dimensionamento).

SIMULAÇÃO	AFLUENTE			DQOb (g/m <sup>3</sup> )		NH <sub>4</sub> -N (g/m <sup>3</sup> )		NO <sub>3</sub> -N (g/m <sup>3</sup> )	
	Q (L/s)	DQOb (g/m <sup>3</sup> )	NTK (g/m <sup>3</sup> )	CONT.	SBR	CONT.	SBR	CONT.	SBR
0	200	480	40	0,76	0	0,31	0,08	5,34	1,93
1	400	240	20	0,76	0	0,30	0,12	2,15	2,27
2	400	480	40	1,46	0	0,66	1,73	12,41	4,83
3	200	960	80	1,46	0	0,68	2,15	34,42	8,26
4	200	1920	160	2,70	0	3,93	18,10	89,77	9,44

Quadro 8: resumo dos resultados obtidos a partir das simulações de operação dos reatores, com uso do *software* de integração numérica

### 6.3.6 Simulações adicionais

Os resultados obtidos a partir das quatro simulações realizadas, ainda que demonstrem alguma capacidade maior do reator de fluxo contínuo em nitrificar a amônia em relação ao SBR, não indicam uma linha de tendência nítida quanto aos parâmetros obtidos em função das características do esgoto bruto. Nesse sentido, foram realizadas simulações adicionais, divididas em dois grupos:

- a) variação de vazão afluente, mantendo-se as concentrações de DQOb e NTK de projeto (480 e 40 g/m<sup>3</sup> respectivamente);
- b) variação das concentrações de DQOb e NTK afluente, mantendo-se a vazão de projeto (200 L/s).

Tais simulações foram realizadas mantendo-se a mesma carga de metanol original, tal como efetuado nos itens anteriores. Ao variar a vazão afluyente, foi necessário alterar o tempo de ciclo ( $T_C$ ) do SBR, originalmente de 9 h de duração, e conseqüentemente os tempos de reação. A modificação imposta aos tempos de reação do SBR obedece à equação abaixo proposta, válida inclusive para o tempo de decantação (com prejuízos à qualidade do efluente final devido à eficiência da remoção de sólidos, não abordada neste trabalho):

$$t_R' = t_R \cdot Q_{\text{proj}} / Q_{\text{modif}} \quad (\text{equação 34})$$

Onde:

$t_R'$  = tempo de reação modificada em min;

$t_R$  = tempo de reação de projeto, em min;

$Q_{\text{proj}}$  = vazão de projeto, igual a 200 L/s;

$Q_{\text{modif}}$  = vazão afluyente modificada na simulação, em L/s.

Nos itens a seguir são apresentados os resultados obtidos a partir das novas simulações. Ao contrário das demais, estas não foram enumeradas, não sendo elaboradas análises quanto aos resultados parciais obtidos.

#### 6.3.6.1 Variação de vazão afluyente e mesmas concentrações de DQOb e NTK

Foram realizadas cinco simulações adicionais com variação de vazão afluyente (sempre maior do que a de projeto), mantendo-se as concentrações de DQOb e NTK do esgoto. Os resultados encontram-se consolidados no quadro 9.

Observa-se de imediato a maior capacidade que o SBR apresenta na remoção de matéria orgânica, com níveis baixíssimos de DQOb mesmo com uma vazão na ordem de quatro vezes a de projeto. Observa-se, no entanto, que o SBR não apresenta a mesma eficácia na nitrificação de acordo com as simulações numéricas realizadas, em comparação com o reator de fluxo contínuo, uma vez que a um aumento de vazão também corresponde numa diminuição do tempo de reação na razão inversa, conforme apresentado pela equação 34.

AFLUENTE			DQOb (g/m <sup>3</sup> )		NH <sub>4</sub> -N (g/m <sup>3</sup> )		NO <sub>3</sub> -N (g/m <sup>3</sup> )	
Q (L/s)	DQOb (g/m <sup>3</sup> )	NTK (g/m <sup>3</sup> )	CONT.	SBR	CONT.	SBR	CONT.	SBR
200	480	40	0,76	0	0,31	0,08	5,34	1,93
300	480	40	1,12	0	0,46	0,35	10,55	4,67
400	480	40	1,46	0	0,66	1,74	12,41	4,84
500	480	40	1,79	0	0,93	2,96	13,19	4,55
600	480	40	2,1	0	1,31	3,85	13,46	4,29
700	480	40	2,4	0	1,83	4,51	13,35	4,08
800	480	40	2,69	1,45×10 <sup>-4</sup>	2,52	5,01	12,94	3,91

Quadro 9: resumo dos resultados obtidos a partir das simulações adicionais com variação de vazão e mesmas concentrações de projeto

As figuras 21 e 22 contêm o comportamento dos parâmetros acima, indicativos da qualidade do efluente para o reator de fluxo contínuo e para o SBR, respectivamente, conforme a variação de vazão imposta.

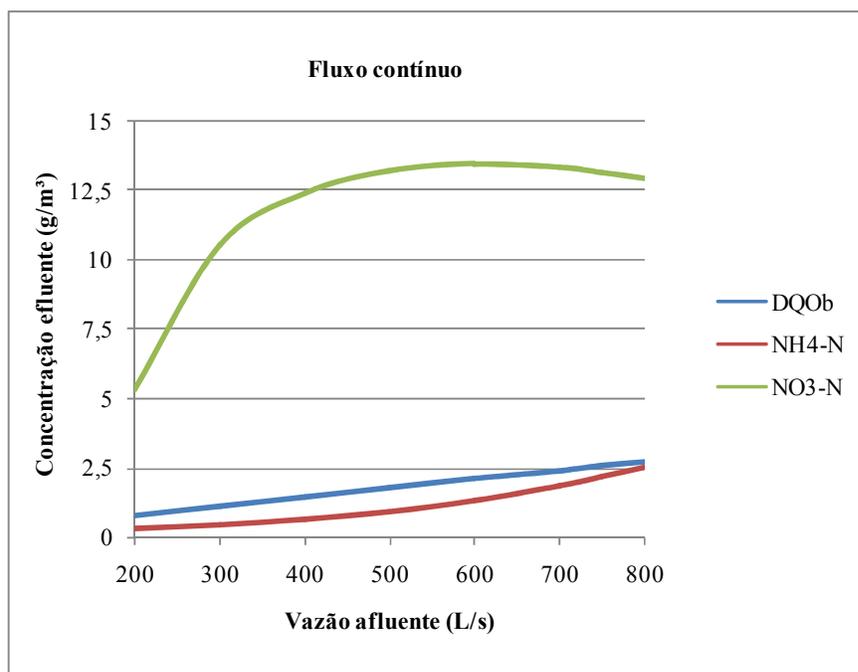


Figura 21: qualidade do efluente tratado no reator de fluxo contínuo após 540 min aplicando-se variação de vazão afluyente

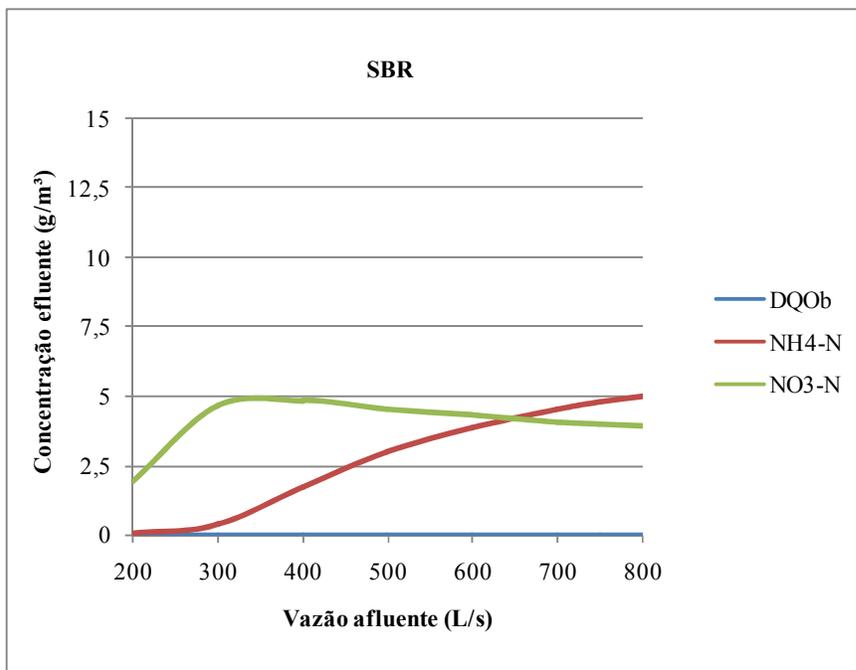


Figura 22: qualidade do efluente tratado no SBR após uma batelada aplicando-se variação de vazão afluyente

Observa-se que a concentração de  $\text{NH}_4\text{-N}$  para o reator de fluxo contínuo apresenta uma leve inflexão a partir de 500 L/s. Neste ponto, a carga de  $\text{NH}_4\text{-N}$  que entra no reator por unidade de tempo passa a ser maior do que a taxa de nitrificação, implicando em acúmulo de nitrogênio amoniacal no sistema. Conseqüentemente, a quantidade de nitrato produzida também não aumenta e dilui-se na maior vazão de operação, o que explica a queda observada da concentração de  $\text{NO}_3\text{-N}$  no efluente a partir dos 600 L/s

Quanto à concentração de  $\text{NO}_3\text{-N}$  no SBR, esta apresenta comparativamente valores menores. Outrossim, cabe observar que este reator não nitrificou na mesma magnitude que o outro e, portanto, não produziu a mesma quantidade de nitrato. Este fato pode ser facilmente observado através das curvas de  $\text{NH}_4\text{-N}$  e  $\text{NO}_3\text{-N}$  apresentadas na figura 22, as quais se invertem com o aumento de vazão. A partir de 300 L/s, de acordo com as simulações, pode-se afirmar que a nitrificação fica comprometida pelo reduzido tempo de reação e, conseqüentemente, a concentração de nitrato gerada é menor no efluente.

### 6.3.6.2 Variação das concentrações de DQOb e NTK e mesma vazão afluente

As simulações finais realizadas visam manter a vazão de projeto, alterando-se (para mais) as concentrações de DQOb e NTK afluente. Os resultados encontram-se consolidados no quadro 10.

Q (L/s)	AFLUENTE		DQOb (g/m <sup>3</sup> )		NH <sub>4</sub> -N (g/m <sup>3</sup> )		NO <sub>3</sub> -N (g/m <sup>3</sup> )	
	DQOb (g/m <sup>3</sup> )	NTK (g/m <sup>3</sup> )	CONT.	SBR	CONT.	SBR	CONT.	SBR
200	480	40	0,76	0,00	0,31	0,08	5,34	1,93
200	720	60	1,12	0,00	0,46	0,16	19,70	6,00
200	960	80	1,46	0,00	0,68	2,15	34,42	8,26
200	1200	100	1,79	0,00	0,99	5,80	49,02	8,89
200	1440	120	2,11	0,00	1,47	9,80	63,33	9,17
200	1680	140	2,41	0,00	2,32	13,93	77,04	9,34
200	1920	160	2,70	0,00	3,93	18,10	89,77	9,45

Quadro 10: resumo dos resultados obtidos a partir das simulações adicionais com variação de concentrações e mesma vazão de projeto

As figuras 23 e 24 contêm o comportamento dos parâmetros acima, indicativos da qualidade do efluente para o reator de fluxo contínuo e para o SBR, respectivamente, conforme a variação das concentrações de DQOb e NTK impostas. A curva de DQOb do reator de fluxo contínuo é crescente de maneira uniforme, proporcionalmente à concentração afluente. Já no SBR, o efluente apresenta sempre concentrações próximas de 0 g/m<sup>3</sup>, revelando-se um sistema mais robusto quanto à remoção de matéria orgânica.

A curva de NH<sub>4</sub>-N apresentada pela simulação do reator de fluxo contínuo também é crescente, porém apresenta uma inflexão a partir dos 130 g/m<sup>3</sup> de NTK afluente. A partir desta concentração, a quantidade de NH<sub>4</sub>-N no reator atinge um valor de saturação, a partir do qual o aumento não causa a elevação significativa da taxa de consumo pelas bactérias nitrificantes, tal como indicado pela equação de Monod. Quanto à concentração de nitrato, observam-se quantidades muito elevadas no efluente final em razão da baixa carga de metanol aplicada para a desnitrificação, fato abordado no item subsequente.

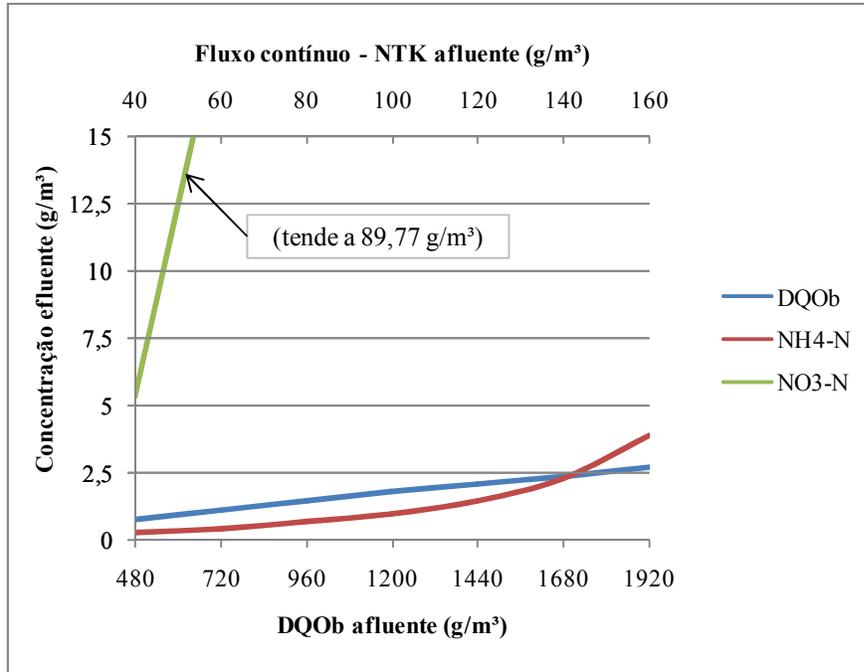


Figura 23: qualidade do efluente tratado no reator de fluxo contínuo após 540 min aplicando-se variação de concentrações de DQOb e NTK afluente

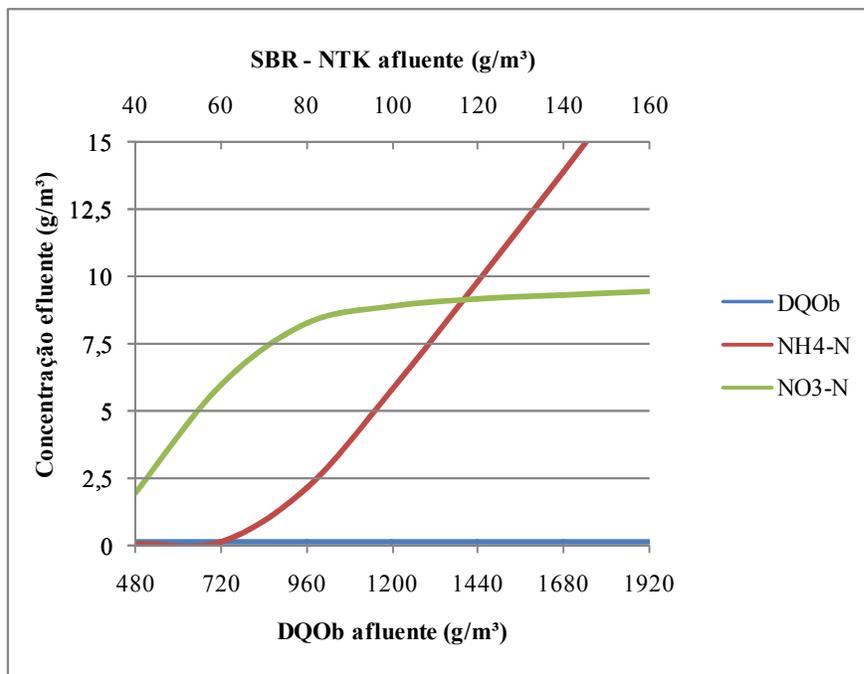


Figura 24: qualidade do efluente tratado no SBR após uma batelada aplicando-se variação de concentrações de DQOb e NTK afluente

Quanto à concentração de nitrogênio amoniacal no SBR, representado pela curva indicada na figura 24, observam-se quantidades crescentes no efluente tratado à medida que se aumenta a concentração de NTK afluente. Adicionalmente, observa-se que a partir de  $60 \text{ g/m}^3$  de NTK o reator de fluxo contínuo nitrifica de maneira mais eficaz, de acordo com as simulações. A partir deste mesmo ponto, atinge-se o grau de saturação de  $\text{NH}_4\text{-N}$  no SBR, quando a taxa de consumo não cresce significativamente com o aumento da concentração de substrato, como indicado pela equação de Monod. O SBR apresentou menor concentração de  $\text{NO}_3\text{-N}$  em relação ao outro reator, todavia esta menor concentração também pode ser consequência de um menor grau de nitrificação a partir de elevadas cargas de NTK afluente.

### 6.3.7 Observações finais quanto às simulações

Analisando-se o resultado das simulações, observa-se que o SBR apresenta invariavelmente quedas abruptas das concentrações de DQOb ao ligar-se a aeração. Ainda que se lance uma concentração afluente no valor de quatro vezes a de projeto, a biodegradação ocorre de forma praticamente instantânea, levando-se a crer à primeira vista que o sistema está superdimensionado para a remoção de matéria orgânica. De fato está, porém não para a nitrificação, que é a reação que definiu a idade do lodo a ser adotada no projeto. A idade do lodo tão elevada como a de 16 d, calculada na fase de dimensionamento, acaba por resultar numa alta concentração de microrganismos heterotróficos no reator. Assim, ao se disponibilizar elevadas concentrações de matéria orgânica, a mesma é consumida de forma extremamente rápida. Cabe ressaltar que esta condição é teórica e baseia-se exclusivamente na equação de Monod expressa pela equação 6. Na prática, alguma percentagem da DQO biodegradável é de lenta assimilação pela membrana celular bacteriana, sendo necessário um tempo maior para a sua estabilização.

Quanto à desnitrificação, para o reator de fluxo contínuo, observam-se elevadas concentrações de nitrato no efluente tratado ao se aplicar cargas superiores às de projeto. Intencionalmente, não foi modificada a carga de metanol disponibilizada às bactérias heterotróficas responsáveis pela desnitrificação visando justamente observar-se o desempenho dos reatores diante condições **adversas**. Numa situação real, optar-se-ia pelo aumento da carga de metanol visando à produção de um efluente com menor concentração de nitrato.

Em relação à simulação n. 4, observa-se uma grande diferença entre as concentrações de nitrato do efluente do reator de fluxo contínuo e do SBR (89,77 e 9,45 g/m<sup>3</sup> respectivamente). Inicialmente poder-se-ia afirmar que este último tipo de sistema tem maior capacidade para a redução de nitrato em relação ao anterior. No entanto, observa-se que o reator de fluxo contínuo nitrificou mais do que quatro vezes a quantidade de nitrogênio amoniacal nitrificado pelo SBR e, portanto, produziu mais nitrato, o que elucida a grande diferença observada quanto ao resultado da desnitrificação.

Paralelamente às simulações realizadas, aumentou-se a carga de metanol no reator de fluxo contínuo até se atingir o limite de NO<sub>3</sub>-N no efluente de 10 g/m<sup>3</sup>. Os resultados encontram-se indicados no quadro 9. No SBR manteve-se a carga original de projeto já que a concentração de NO<sub>3</sub>-N do efluente sempre resultou abaixo dos 10 g/m<sup>3</sup> preconizados como limite. Cabe observar que o aumento de carga de metanol eleva significativamente os custos operacionais da planta.

SIMULAÇÃO	NTK AFLUENTE (g/m <sup>3</sup> )	FLUXO CONTÍNUO		SBR (3 REATORES)	
		CARGA DQOb METANOL (kg/d)	NO <sub>3</sub> -N EFLUENTE (g/m <sup>3</sup> )	CARGA DQOb METANOL (kg/d)	NO <sub>3</sub> -N EFLUENTE (g/m <sup>3</sup> )
2	40	1.670	9,91	1.588	4,83
3	80	2.354	9,97	1.588	8,26
4	160	4.471	9,98	1.588	9,45

Quadro 11: resumo do aumento de carga de metanol aplicado às simulações e resultados obtidos após a desnitrificação

Observa-se, assim, a boa capacidade que o reator de fluxo contínuo apresenta para produzir efluentes com baixas concentrações de nitrato, desde que seja alimentado com metanol suficiente para as reações. Além disso, segundo as simulações numéricas, a concentração de DQOb no efluente devida exclusivamente ao metanol resultou baixa, na ordem de 1,86 g/m<sup>3</sup> na simulação n. 4, onde se aplicou carga elevada de 4.471 kg/d conforme quadro 11.

## 7 CONSIDERAÇÕES FINAIS

A simulação numérica da operação de dois tipos de reatores, um em fluxo contínuo e o outro como parte de um sistema de três reatores operando em batelada, contribuiu para o estudo comparativo da performance dessas estruturas diante condições diferentes daquelas previstas em projeto. Tais condições são passíveis de ocorrer ao longo do dia de operação de uma ETE ou devido a fenômenos específicos (chuvas, lançamento de efluentes industriais, entre outros), sendo denominadas, no presente estudo, como **transientes** ou **não estacionárias**: caracterizam uma água residuária distinta daquela idealizada em regime permanente.

Analisando os resultados obtidos a partir das simulações conclui-se que o SBR apresenta importantes vantagens: além de dispensar o decantador secundário, apresenta efluente com praticamente  $0 \text{ g/m}^3$  de DBO em qualquer situação e boa eficiência na nitrificação e desnitrificação nas condições de projeto. Por outro lado, em condições consideradas **adversas** – isto é, aplicando-se maiores concentrações de DQOb e NTK afluente – apresentou menor eficácia de nitrificação em relação ao reator de fluxo contínuo. Sob as mesmas condições, também se observa uma menor concentração de nitrato no efluente final, o que aparentemente é uma vantagem observada a favor do SBR. No entanto, cabe perceber que, ao nitrificar menos do que o reator de fluxo contínuo, menos nitrato será gerado no SBR, portanto a concentração de  $\text{NO}_3\text{-N}$  no efluente produzido não se traduz necessariamente em maior eficácia de desnitrificação.

De um modo geral, constata-se que o SBR tem capacidade para estabilizar certo esgoto com um menor tempo de reação comparativamente ao reator de fluxo contínuo. Cabe observar que, apesar da maior cinética de reação (fluxo de pistão), o SBR é fortemente influenciado pelo regime hidráulico. Conceitualmente, é possível afirmar que se **perde tempo** nas etapas de enchimento, sedimentação e esvaziamento. Situação ideal seria a de conjugar o fluxo de pistão a um fluxo contínuo, tentativa feita, por exemplo, em reatores contínuos longilíneos ou dotados de chicanas (as quais, porém, possibilitam o surgimento de zonas mortas de fluxo e de perda de carga elevada). Nesse sentido, o ICEAS (*Intermittent Cycle Extended Aeration*

*System*<sup>14</sup>), patenteado pela ITT Industries, é uma tentativa recente em combinar o fluxo de pistão com fluxo contínuo, implantada recentemente em estações de tratamento em diversos países. Este sistema baseia-se em um reator SBR alimentado continuamente, porém com descargas descontínuas, visando, além da remoção de DBO, a nitrificação, a desnitrificação e a remoção de fósforo (ITT INDUSTRIES, 2011, p. [2]-[3]). Futuramente este poderá ser um tema de estudo similar ao realizado no presente trabalho, simulando-se o funcionamento deste sistema a partir de *software* de integração numérica.

Os resultados obtidos a partir das simulações são considerados válidos neste momento. Desta maneira, estabeleceu-se uma comparação quanto à qualidade do efluente tratado pelo reator de fluxo contínuo e pelo SBR, tanto em condições estacionárias quanto em condições transientes, atingindo-se o objetivo principal do trabalho. Todavia, cabe salientar que os resultados não são definitivos, carecendo de um estudo mais aprofundado ou mesmo da simulação numérica de novas condições, incluindo novos parâmetros como temperatura, disponibilidade de oxigênio e variação de carga de metanol.

Os objetivos secundários do trabalho são intrínsecos à etapa de dimensionamento dos reatores, sendo atingidos durante o desenvolvimento do capítulo 5, no qual foram selecionados os parâmetros da água residuária, as metas de tratamento e, por conseguinte, procedidos os cálculos necessários ao projeto das unidades. Nesta etapa, observou-se que as áreas ocupadas pelas unidades são compatíveis entre si, com pequena vantagem para o SBR em relação ao reator de fluxo contínuo: 2.880 m<sup>2</sup> e 3.040 m<sup>2</sup> respectivamente. Também se observou que o SBR gerou menos lodo, comparativamente ao reator de fluxo contínuo: 2.661 kg/d e 3.064 kg/d respectivamente. Estas cargas foram verificadas através da simulação na ferramenta numérica em *steady state*, sendo observadas diferenças pouco significativas em relação ao calculado no projeto.

Quanto à hipótese de pesquisa, pode-se afirmá-la em parte verdadeira segundo as simulações realizadas: ambos os reatores apresentam perda na eficácia de tratamento após a aplicação de transientes e, além disso, os efluentes do reator de fluxo contínuo têm menor concentração de nitrogênio amoniacal do que os do SBR sob as mesmas condições. Já as concentrações de DBO e de nitrato resultaram menores no SBR durante as simulações efetuadas. Por outro lado, é importante salientar que o SBR, por ter nitrificado menos comparativamente, lançou

---

<sup>14</sup> Sistema de Aeração Estendida em Ciclo Intermitente, do inglês.

quantidade menor de nitrato à fase anóxica, o que explica as menores concentrações de  $\text{NO}_3\text{-N}$  observadas no efluente deste reator. Merece atenção o fato de que o efluente tratado pelo SBR nas condições originais de projeto resultou de melhor qualidade em todos os quesitos: DBO, nitrogênio amoniacal e nitrato.

Salienta-se que a escolha de um ou de outro tipo de reator depende do objetivo de tratamento. Se for a remoção de matéria orgânica, por exemplo, o SBR parece ser a melhor alternativa, pois apresentou maior robustez do que o reator de fluxo contínuo mesmo para condições extremas. Por outro lado, em face das exigências legais para a remoção de nitrogênio, o reator de fluxo contínuo estudado possibilita um efluente de melhor qualidade em situações transientes, de acordo com a ferramenta numérica empregada, ao custo de alta dosagem de metanol na desnitrificação.

Finalmente, cabe esclarecer que os resultados obtidos no presente estudo não podem ser considerados válidos para todos os reatores de fluxo contínuo e de batelada em geral, já que foi realizado apenas um dimensionamento por modalidade, com particularidades importantes. Além disso, este trabalho baseia-se exclusivamente nos dados obtidos pela ferramenta numérica utilizada, sem a realização de testes em laboratório ou a coleta de dados de estações reais. Em trabalhos futuros, pode-se efetuar a comparação dos resultados coletados em plantas operacionais (reais) com aqueles obtidos através de modelagens similares no mesmo *software*, validando-se – ou não – esta ferramenta computacional.

## REFERÊNCIAS

ARAÚJO, R. O esgoto sanitário. In: NUVOLARI, A. (Coord.). **Esgoto sanitário**: coleta, transporte, tratamento e reuso agrícola. 1. ed. São Paulo: Edgard Blücher, 2003.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 9648**: estudo de concepção de sistemas de esgoto sanitário. Rio de Janeiro, 1986.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional de Meio Ambiente. Resolução n. 357, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos d'água e diretrizes ambientais para seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. Brasília, DF, 2005. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res05/res35705.pdf>>. Acesso em: 31 mar. 2011.

FINOTTI, A. R.; FINKLER, R.; SILVA, M. D.; CEMIN, G. **Monitoramento de recursos hídricos em áreas urbanas**. Caxias do Sul, RS: EducS, 2009.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA. Tabela 55 – Economias ativas abastecidas e esgotadas ativas total e residenciais... Pesquisa Nacional de Saneamento Básico 2008. Rio de Janeiro, 2008. Disponível em: <[http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/populacao/condicaodevida/pnsb2008/tabelas\\_pdf/ta b055.pdf](http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/populacao/condicaodevida/pnsb2008/tabelas_pdf/ta b055.pdf)>. Acesso em: 22 nov. 2010.

ITT INDUSTRIES. ICEAS: advanced SBR technology [catálogo eletrônico]. Disponível em: <<http://www.ittwww.ca/Files/3285561.pdf>>. Acesso em: 25 maio 2011.

JORDÃO, E. P.; PESSOA, C. A. **Tratamento de esgotos domésticos**. 3. ed. Rio de Janeiro: ABES, 1995.

METCALF & EDDY INC. **Wastewater engineering**: treatment, disposal and reuse. 4th ed. Boston: McGraw Hill, 2003.

OLIVEIRA, S. M. A. C.; VON SPERLING, M. Avaliação de 166 ETEs em operação no país, compreendendo diversas tecnologias: Parte 1 – análise de desempenho. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 10, n. 4, p. 347-357, out./nov. 2005. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/esa/v10n4/a12v10n4.pdf>>. Acesso em: 02 abr. 2011.

SANT'ANNA JÚNIOR, G. L. **Tratamento biológico de efluentes**: fundamentos e aplicações. Rio de Janeiro: Interciência, 2010.

SANTOS, A. V.; CYBIS, L. F. A.; GEHLING, G. R. Dimensionamento do volume do reator sequencial em batelada (RSB) com enchimento estático. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 12, n. 4, p. 380-388, out./dez. 2007. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/esa/v12n4/a04v12n4.pdf>>. Acesso em: 06 maio 2011.

VAN HAANDEL, A; KATO, M.; VON SPERLING, M. Remoção biológica de nitrogênio: aplicações para o sistema de lodo ativado. In: MOTA, F. S. B.; VON SPERLING, M. (Coord.). **Nutrientes de esgoto sanitário**: utilização e remoção. 1. ed. Rio de Janeiro: ABES, 2009.

VENSIM Personal Learning Edition, version 5.10e: the Ventana simulation environment. [Harvard]: Ventana Systems Inc., 2010. Programa computacional. Disponível em: <<http://www.vensim.com/download.html>>. Acesso em: 10 jan. 2011.

VENTANA SYSTEMS INC. **Vensim**: Ventana Simulation Environment, user's guide, version 5. Waltham, USA: Pegasus, 2007. Disponível em: <<http://www.vensim.com/documentation.html>>. Acesso em: 10 jan. 2011.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 1995. v. 1.

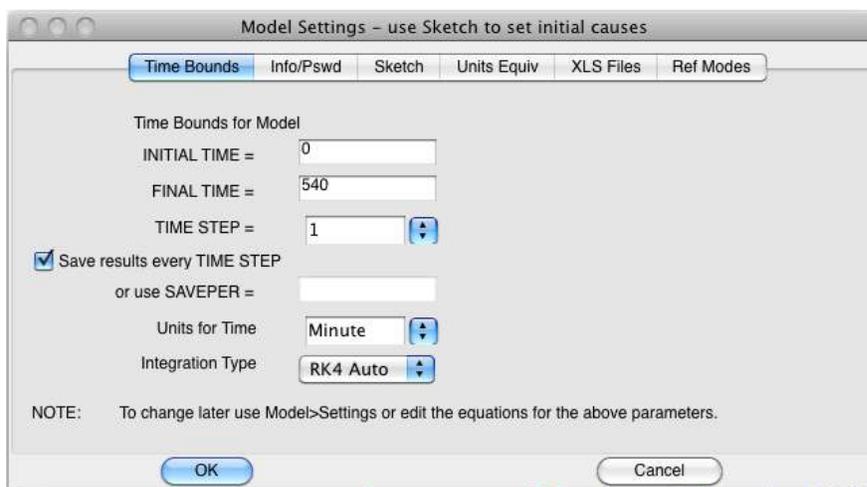
\_\_\_\_\_. **Princípios básicos do tratamento de esgotos**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 1996. v. 2.

## **APÊNDICE A – Modelagem numérica com o *software* Vensim**

Nos itens a seguir, é apresentada a modelagem numérica empregada no *software* Vensim para simular a operação dos reatores de fluxo contínuo e de batelada (SBR) estudados. Os valores dos parâmetros cinéticos relativos à estabilização biológica da água residuária, bem como os dados de projeto, são os mesmos adotados no trabalho na fase de dimensionamento e convertidos, quando necessário, da unidade **d** para **min**, já que a esta última corresponde o  $\Delta t$  utilizado no programa. Por exemplo, a vazão diária de  $17.280 \text{ m}^3/\text{d}$  foi convertida a  $12 \text{ m}^3/\text{min}$  ( $17.280 \text{ m}^3/\text{d} \div 1.440 \text{ min}/\text{d}$ ), assim como o parâmetro  $\mu_{\max}$  foi convertido de  $6 \text{ d}^{-1}$  para  $0,04167 \text{ min}^{-1}$  ( $6 \text{ d}^{-1} \div 1.440 \text{ min}/\text{d}$ ).

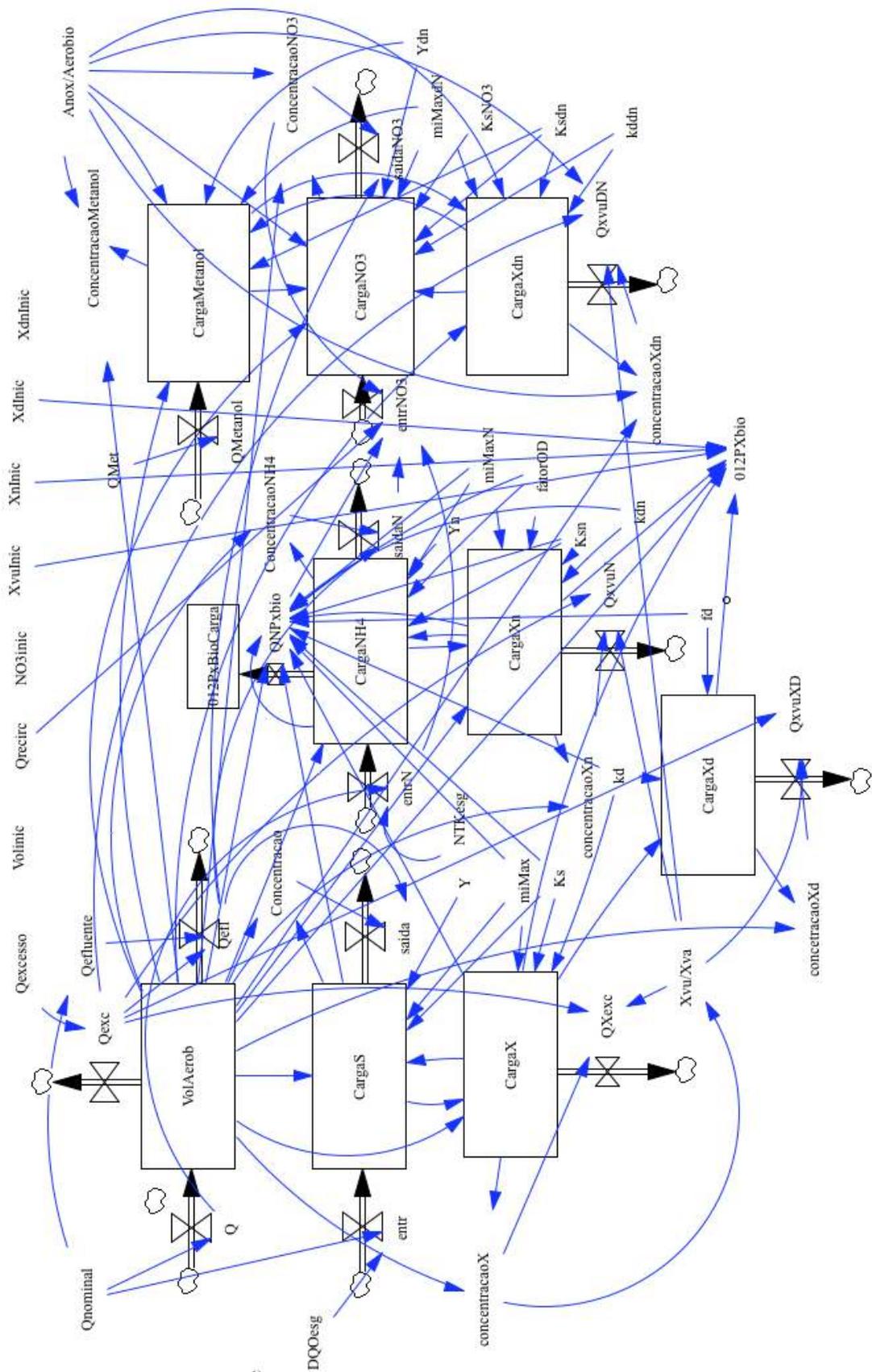
## CONFIGURAÇÃO INICIAL

A figura a seguir é uma captura de tela do programa referente à configuração inicial do modelo numérico empregado na simulações:



## MODELAGEM DO REATOR DE FLUXO CONTÍNUO

A figura da página seguinte ilustra a relação imposta entre as variáveis no programa Vensim em formato de diagrama, válido para o reator de fluxo contínuo. Trata-se de uma captura da própria tela de inserção de dados do *software*.



## Relação de variáveis e valores para o reator de fluxo contínuo

- (01) "012PXbio"=  
 $0.12*((CargaX+CargaXd+CargaXn)-(XdInic+XnInic+XvuInic)*VolAerob)$   
 Descrição: quantidade de nitrogênio absorvido pelas células bacterianas por unidade de tempo ( $M.T^{-1}$ )
- (02) "012PxBioCarga"= INTEG (QNPxbio,0)  
 Descrição: quantidade de nitrogênio absorvido pelas células bacterianas (M)
- (03) "Anox/Aerobio"= 0.111462  
 Descrição: razão entre volume anóxico e aeróbio
- (04) CargaMetanol= INTEG (QMetanol-(miMaxdN\*CargaMetanol\*CargaXdn/  
 $(Ydn*(Ksdn*VolAerob*"Anox/Aerobio"+CargaMetanol))),836)$   
 Descrição: carga de metanol (DQOb) no volume anóxico
- (05) CargaNH4= INTEG (entrN-saidaN-miMaxN\*(CargaNH4)\*CargaXn/  
 $(Yn*(Ksn*VolAerob+(CargaNH4)))*fatorOD-QNPxbio,3370)$   
 Descrição: carga de nitrogênio amoniacal no volume aeróbio
- (06) CargaNO3= INTEG (entrNO3-saidaNO3-(1-1.42\*Ydn)/2.86\*miMaxdN\*CargaXdn\*  
 $CargaMetanol/(Ydn*(Ksdn*VolAerob*"Anox/Aerobio"+CargaMetanol))$   
 $*CargaNO3/(KsNO3*VolAerob*"Anox/Aerobio"+CargaNO3)-$   
 $CargaNO3/(KsNO3*VolAerob*"Anox/Aerobio"+CargaNO3)*(1.42/2.86)*kddn*$   
 $CargaXdn,NO3inic*VolAerob*"Anox/Aerobio")$   
 Descrição: carga de  $NO_3-N$  no volume anóxico
- (07) CargaS= INTEG (entr-saida-(miMax\*CargaX\*CargaS)/(Y\*(Ks\*VolAerob+CargaS)),  
 7227.6)  
 Descrição: carga de matéria orgânica no volume aeróbio (DQOb)
- (08) CargaX= INTEG (miMax\*CargaX\*CargaS/(Ks\*VolAerob+CargaS)-  
 $kd*CargaX-QXexc,VolAerob*XvuInic)$   
 Descrição: carga de microrganismos heterotróficos (X) no volume aeróbio
- (09) CargaXd= INTEG (fd\*kd\*CargaX-QxvuXD, VolAerob\*XdInic)  
 Descrição: carga de microrganismos heterotróficos (X) no volume aeróbio devido à fração remanescente da respiração endógena
- (10) CargaXdn=INTEG (miMaxdN\*CargaMetanol\*CargaXdn/(Ksdn\*VolAerob\*

"Anox/Aerobio"+CargaMetanol)-kddn\*CargaXdn-QxvuDN,  
VolAerob\*XdnInic\*"Anox/Aerobio")

Descrição: carga de microrganismos desnitrificantes ( $X_{dn}$ ) no volume anóxico

$$(11) \text{ CargaXn} = \text{INTEG} \left( \left( \text{miMaxN} * \text{CargaXn} * \text{CargaNH4} / (\text{Ksn} * \text{VolAerob} + \text{CargaNH4}) \right) * \text{fatorOD-kdn} * \text{CargaXn} - \text{QxvuN}, \text{VolAerob} * \text{XnInic} \right)$$

Descrição: carga de microrganismos nitrificantes ( $X_n$ ) no volume aeróbio

$$(12) \text{ Concentracao} = \text{CargaS} / \text{VolAerob}$$

Descrição: concentração de matéria orgânica (DQOb) no volume aeróbio

$$(13) \text{ ConcentracaoMetanol} = \text{CargaMetanol} / (\text{VolAerob} * \text{"Anox/Aerobio"})$$

Descrição: concentração de metanol (DQOb) no volume anóxico

$$(14) \text{ ConcentracaoNH4} = \text{CargaNH4} / \text{VolAerob}$$

Descrição: concentração de nitrogênio amoniacal no volume aeróbio

$$(15) \text{ ConcentracaoNO3} = \text{CargaNO3} / (\text{VolAerob} * \text{"Anox/Aerobio"})$$

Descrição: concentração de  $\text{NO}_3\text{-N}$  no volume anóxico

$$(16) \text{ concentracaoX} = \text{CargaX} / \text{VolAerob}$$

Descrição: concentração de microrganismos heterotróficos (X) no volume aeróbio

$$(17) \text{ concentracaoXdn} = \text{CargaXdn} / (\text{VolAerob} * \text{"Anox/Aerobio"})$$

Descrição: concentração de microrganismos desnitrificantes ( $X_{dn}$ ) no volume anóxico

$$(18) \text{ concentracaoXn} = \text{CargaXn} / \text{VolAerob}$$

Descrição: concentração de microrganismos nitrificantes ( $X_n$ ) no volume aeróbio

$$(19) \text{ concentracaoXd} = \text{CargaXd} / \text{VolAerob}$$

Descrição: concentração de microrganismos heterotróficos (X) no volume aeróbio devido à fração remanescente da respiração endógena

$$(20) \text{ DQObinic} = 0.76$$

Descrição: concentração de DQOb no reator no início da simulação

$$(21) \text{ DQOesg} = 480$$

Descrição: concentração de DQOb da água residuária

$$(22) \text{ entr} = \text{Qnominal} * \text{DQOesg}$$

Descrição: carga de matéria orgânica (DQOb) por unidade de tempo ( $\text{M.T}^{-1}$ ) aplicada ao reator

$$(23) \text{ entrN} = \text{NTKesg} * \text{Q}$$

Descrição: carga de NTK por unidade de tempo ( $\text{M.T}^{-1}$ ) aplicada ao reator

$$(24) \text{ entrNO3} = \text{entrN-saidaN-QNPxbio} + \text{Qrecirc} * \text{ConcentracaoNO3}$$

- Descrição: carga de  $\text{NO}_3\text{-N}$  por unidade de tempo ( $\text{M.T}^{-1}$ ) aplicada ao volume anóxico
- (25) fatorOD=0.83  
Descrição: resultado da expressão  $(\text{OD}/(\text{K}_o+\text{OD}))$  com os valores empregados no trabalho
- (26) fd=0.15  
Descrição:  $f_d$
- (27) FINAL TIME = 540  
Descrição: tempo final da simulação
- (28) INITIAL TIME = 0  
Descrição: tempo inicial da simulação
- (29) kd=0.12/1440  
Descrição:  $k_d$
- (30) kddn=0.05/1440  
Descrição:  $k_d$  relativo ao consumo de metanol
- (31) kdn=0.08/1440  
Descrição:  $k_{dn}$
- (32)  $K_s=20$   
Descrição:  $K_s$
- (33)  $K_{sdn}=9.1$   
Descrição:  $K_s$  relativo ao consumo de metanol
- (34)  $K_{sn}=0.6$   
Descrição:  $K_n$
- (35)  $K_{s\text{NO}_3}=0.1$   
Descrição:  $K_{s,\text{NO}_3}$
- (36) miMax=6/1440  
Descrição:  $\mu_{\text{max}}$
- (37) miMaxdN=1.86/1440  
Descrição:  $\mu_{\text{max}}$  relativo ao consumo de metanol
- (38) miMaxN=0.65/1440  
Descrição:  $\mu_{\text{mB}}$
- (39) NO3inic=5  
Descrição: concentração inicial de  $\text{NO}_3\text{-N}$  no reator
- (40) NTKesg=40

- Descrição: NTK da água residuária
- (41)  $NTK_{inic}=0.5$   
 Descrição: concentração de nitrogênio amoniacal no reator no início da simulação
- (42)  $Q=Q_{nominal}$   
 Descrição: vazão nominal de esgoto a ser tratado
- (43)  $Q_{efl}=Q_{efluente}-Q_{exc}$   
 Descrição: vazão do efluente tratado
- (44)  $Q_{efluente}=Q_{nominal}$   
 Descrição: vazão do efluente do reator (afluente ao decantador secundário)
- (45)  $Q_{exc}=Q_{excesso}$   
 Descrição: vazão de excesso de lodo
- (46)  $Q_{excesso}=0.2202$   
 Descrição: vazão de excesso de lodo
- (47)  $Q_{Met}=978$   
 Descrição: carga de metanol aplicada no reator por unidade de tempo ( $M.T^{-1}$ )
- (48)  $Q_{Metanol}=Q_{Met}$   
 Descrição: carga de metanol aplicada no reator por unidade de tempo ( $M.T^{-1}$ )
- (49)  $Q_{nominal}=12$   
 Descrição: vazão nominal de esgoto a ser tratado
- (50)  $Q_{NPx_{bio}}=0.12*(miMax*CargaX*CargaS/(Ks*VolAerob+CargaS)-kd*CargaX)+0.12*(fd*kd*CargaX)+0.12*((miMaxN*CargaXn*CargaNH4)/(Ksn*VolAerob+CargaNH4))*fatorOD-kdn*CargaXn$   
 Descrição: quantidade de nitrogênio absorvido pelas células bacterianas por unidade de tempo ( $M.T^{-1}$ )
- (51)  $Q_{recirc}=5.15$   
 Descrição: vazão de recirculação
- (52)  $Q_{Xexc}=Q_{exc}*concentracaoX*"Xvu/Xva"$   
 Descrição: carga de microrganismos heterotróficos (X) retirados do reator por unidade de tempo ( $M.T^{-1}$ )
- (53)  $Q_{xvuDN}=Q_{exc}*concentracaoXdn*(("Anox/Aerobio"*(1-"Anox/Aerobio"))*"Xvu/Xva"$   
 Descrição: carga de microrganismos desnitrificantes ( $X_{dn}$ ) retirados do reator por unidade de tempo ( $M.T^{-1}$ )

- (54)  $Q_{xvuN} = Q_{exc} * \text{concentracao} X_n * "X_{vu}/X_{va}"$   
 Descrição: carga de microrganismos nitrificantes ( $X_n$ ) retirados do reator por unidade de tempo ( $M.T^{-1}$ )
- (55)  $Q_{xvuXD} = \text{concentracao} X_d * "X_{vu}/X_{va}" * Q_{exc}$   
 Descrição: carga de células remanescentes da respiração endógena retiradas do reator por unidade de tempo ( $M.T^{-1}$ )
- (56)  $\text{saida} = Q_{efl} * \text{Concentracao}$   
 Descrição: carga de matéria orgânica (DQOb) retirada do reator por unidade de tempo ( $M.T^{-1}$ )
- (57)  $\text{saidaN} = Q_{efl} * \text{ConcentracaoNH}_4$   
 Descrição: carga de nitrogênio amoniacal retirada do reator por unidade de tempo ( $M.T^{-1}$ )
- (58)  $\text{saidaNO}_3 = \text{ConcentracaoNO}_3 * Q_{efl}$   
 Descrição: carga de  $NO_3-N$  retirada do reator por unidade de tempo ( $M.T^{-1}$ )
- (59)  $\text{SAVEPER} = \text{TIME STEP}$   
 Unidade: min
- (60)  $\text{TIME STEP} = 1$   
 Unidade: min
- (61)  $\text{VolAerob} = \text{INTEG} (Q - Q_{efl} - Q_{exc}, \text{Volinic})$   
 Descrição: volume de água residuária na porção aeróbia do reator
- (62)  $\text{Volinic} = 9510$   
 Descrição: volume inicial de água residuária na porção aeróbia do reator
- (63)  $X_{dInic} = 0$   
 Descrição: concentração de células remanescentes da respiração endógena no tempo inicial
- (64)  $X_{dnInic} = 2256$   
 Descrição: concentração de microrganismos desnitrificantes ( $X_{dn}$ ) no tempo inicial
- (65)  $X_{nInic} = 32.6$   
 Descrição: concentração de microrganismos nitrificantes ( $X_n$ ) no tempo inicial
- (66)  $"X_{vu}/X_{va}" = \text{IF THEN ELSE} ( 10000/\text{concentracao} X > 3 , 3.33 , 10000/\text{concentracao} X )$   
 Descrição: razão  $X_{tu}/X_{ta}$
- (67)  $X_{vuInic} = 1583$   
 Descrição: concentração de microrganismos heterotróficos ( $X$ ) no tempo inicial

(68)  $Y=0.4$

Descrição: Y

(69)  $Y_{dn}=0.18$

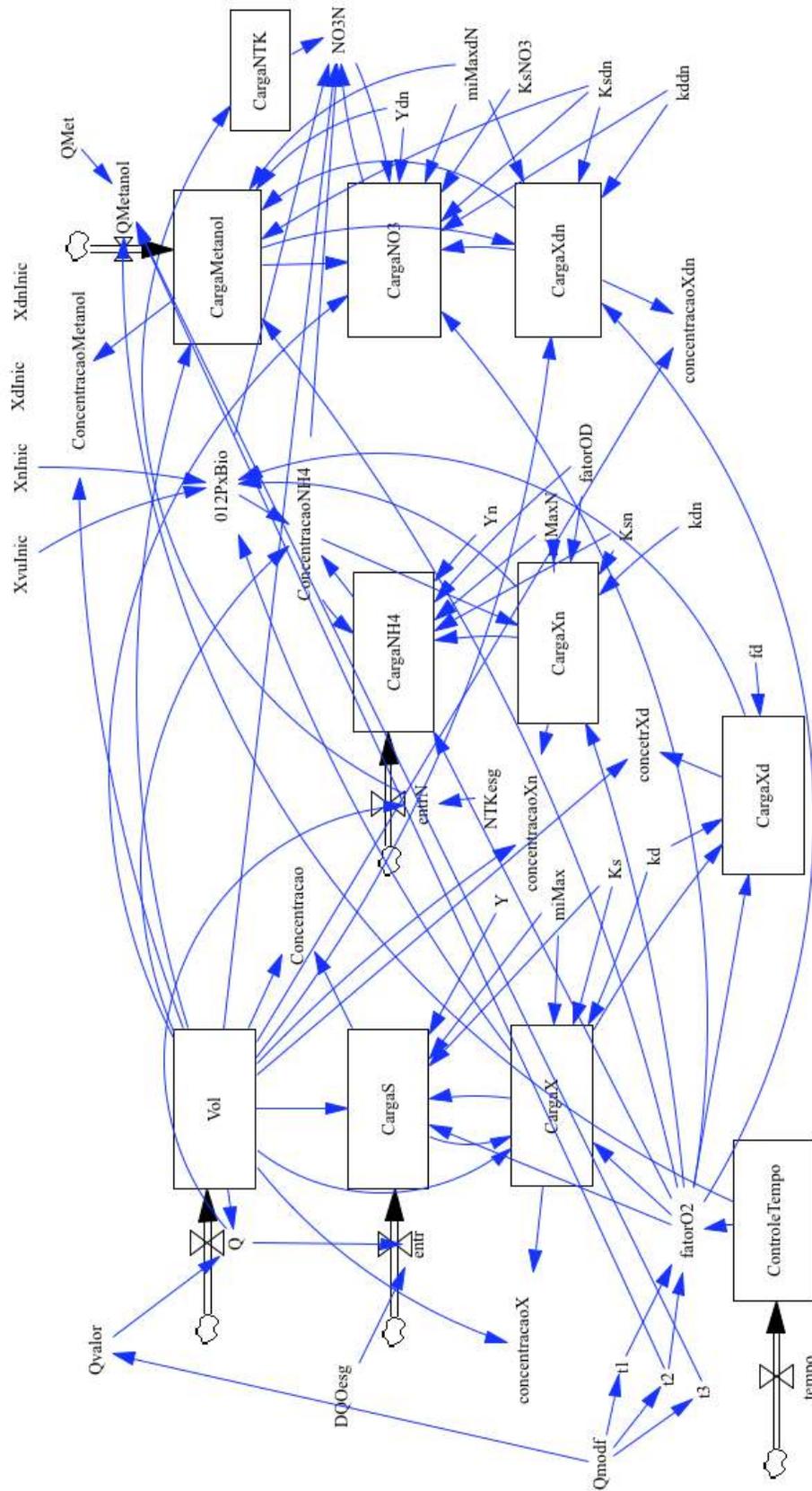
Descrição:  $Y_n$

(70)  $Y_n=0.12$

Descrição:  $Y_n$

## MODELAGEM DO SBR

A figura da página seguinte ilustra a relação imposta entre as variáveis no programa Vensim em formato de diagrama para o SBR, tal como efetuado para o reator de fluxo contínuo. Trata-se de uma captura da própria tela de inserção de dados do *software*.



## Relação de variáveis e valores para o SBR

- (01)  $"012PxBio"=0.12*((CargaX+CargaXn+CargaXd)-(XnInic+XvuInic)*2160)$   
 Descrição: quantidade de nitrogênio absorvido pelas células bacterianas por unidade de tempo ( $M.T^{-1}$ )
- (02)  $CargaMetanol= INTEG (QMetanol+(fatorO2-1)*(miMaxdN*CargaMetanol* CargaXdn/(Ydn*(Ksdn*Vol+CargaMetanol))),0)$   
 Descrição: carga de metanol (DQOb) no reator
- (03)  $CargaNH4= INTEG (entrN-fatorO2*(miMaxN*ConcentracaoNH4* CargaXn/(Yn*(Ksn+ConcentracaoNH4))*fatorOD),NTKinic*2160)$   
 Descrição: carga de nitrogênio amoniacal no reator
- (04)  $CargaNO3= INTEG ( (fatorO2-1)*(((1-1.42*Ydn)/2.86)*(miMaxdN*CargaXdn* CargaMetanol/(Ydn*(Ksdn*Vol+CargaMetanol)))*(NO3N/(KsNO3+NO3N))+ (NO3N/(KsNO3+NO3N))*(1.42/2.86)*kddn*CargaXdn),5*2160)$   
 Descrição: carga de  $NO_3-N$  no reator
- (05)  $CargaNTK= INTEG (entrN,NTKinic*2160)$   
 Descrição: carga de NTK no reator incluindo o nitrogênio absorvido pelas células
- (06)  $CargaS= INTEG (entr-fatorO2*(miMax*CargaX*CargaS)/(Y*(Ks*Vol+CargaS)), DQObinic*2160)$   
 Descrição: carga de matéria orgânica no reator (DQOb)
- (07)  $CargaX= INTEG (fatorO2*(miMax*CargaX*CargaS/(Ks*Vol+CargaS)-kd*CargaX), 2160*XvuInic)$   
 Descrição: carga de microrganismos heterotróficos (X) no reator
- (08)  $CargaXd= INTEG (fatorO2*fd*kd*CargaX,0)$   
 Descrição: carga de microrganismos heterotróficos (X) no reator devido à fração remanescente da respiração endógena
- (09)  $CargaXdn= INTEG ( (fatorO2-1)*(-miMaxdN*CargaMetanol*CargaXdn/ (Ksdn*Vol+CargaMetanol)+kddn*CargaXdn),XdnInic*2160)$   
 Descrição: carga de microrganismos desnitrificantes ( $X_{dn}$ ) no reator
- (10)  $CargaXn= INTEG (fatorO2*((miMaxN*CargaXn*ConcentracaoNH4/ (Ksn+ConcentracaoNH4))*fatorOD-kdn*CargaXn),2160*XnInic)$   
 Descrição: carga de microrganismos nitrificantes ( $X_n$ ) no reator
- (11)  $Concentracao=CargaS/Vol$

- Descrição: concentração de matéria orgânica (DQOb) no reator
- (12)  $\text{ConcentracaoMetanol} = \text{CargaMetanol} / \text{Vol}$   
 Descrição: concentração de metanol (DQOb) no reator
- (13)  $\text{ConcentracaoNH4} = (\text{CargaNH4} - "012PxBio") / \text{Vol}$   
 Descrição: concentração de nitrogênio amoniacal no reator
- (14)  $\text{concentracaoX} = \text{CargaX} / \text{Vol}$   
 Descrição: concentração de microrganismos heterotróficos (X) no reator
- (15)  $\text{concentracaoXdn} = \text{CargaXdn} / \text{Vol}$   
 Descrição: concentração de microrganismos desnitrificantes ( $X_{dn}$ ) no reator
- (16)  $\text{concentracaoXn} = \text{CargaXn} / \text{Vol}$   
 Descrição: concentração de microrganismos nitrificantes ( $X_n$ ) no reator
- (17)  $\text{concentrXd} = \text{CargaXd} / \text{Vol}$   
 Descrição: concentração de microrganismos heterotróficos (X) no reator devido à fração remanescente da respiração endógena
- (18)  $\text{ControleTempo} = \text{INTEG}(\text{tempo}, 0)$   
 Descrição: controle de tempo introduzido para identificar o período de aeração
- (19)  $\text{DQObinic} = 0$   
 Descrição: concentração de DQOb no reator no início da simulação
- (20)  $\text{DQOesg} = 480$   
 Descrição: concentração de DQOb da água residuária
- (21)  $\text{entr} = Q * \text{DQOesg}$   
 Descrição: carga de matéria orgânica (DQOb) por unidade de tempo ( $M.T^{-1}$ ) aplicada ao reator
- (22)  $\text{entrN} = \text{NTKesg} * Q$   
 Descrição: carga de NTK por unidade de tempo ( $M.T^{-1}$ ) aplicada ao reator
- (23)  $\text{fatorO2} = \text{IF THEN ELSE}(\text{ControleTempo} < t2 : \text{AND: ControleTempo} > t1, 1, 0)$   
 Descrição: condição de reação aeróbia ou anóxica conforme a presença ou não de aeração no reator
- (24)  $\text{fatorOD} = 0.83$   
 Descrição: resultado da expressão  $(OD / (K_o + OD))$  com os valores empregados no trabalho
- (25)  $\text{fd} = 0.15$   
 Descrição:  $f_d$

- (26) FINAL TIME = 540  
 Descrição: tempo final da simulação
- (27) INITIAL TIME = 0  
 Descrição: tempo inicial da simulação
- (28) kd=0.12/1440  
 Descrição:  $k_d$
- (29) kddn=0.05/1440  
 Descrição:  $k_d$  relativo ao consumo de metanol
- (30) kdn=0.08/1440  
 Descrição:  $k_{dn}$
- (31) Ks=20  
 Descrição:  $K_S$
- (32) Ksdn=9.1  
 Descrição:  $K_S$  relativo ao consumo de metanol
- (33) Ksn=0.6  
 Descrição:  $K_n$
- (34) KsNO3=0.1  
 Descrição:  $K_{s,NO_3}$
- (35) miMax=6/1440  
 Descrição:  $\mu_{max}$
- (36) miMaxdN=1.86/1440  
 Descrição:  $\mu_{max}$  relativo ao consumo de metanol
- (37) miMaxN=0.65/1440  
 Descrição:  $\mu_{mB}$
- (38) NO3N=(CargaNTK-"012PxBio")/Vol-ConcentracaoNH4+CargaNO3/Vol  
 Descrição: concentração de  $NO_3-N$  no reator
- (39) NTKesg=40  
 Descrição: NTK da água residuária
- (40) NTKinic=0.5  
 Descrição: concentração de nitrogênio amoniacal no reator no início da simulação
- (41) Q=IF THEN ELSE( Vol>4320 , 0 , Qvalor)  
 Descrição: vazão nominal de esgoto a ser tratado com condição para o caso de enchimento pleno do reator

- (42)  $Q_{Met}=2890$   
 Descrição: valor da carga de metanol aplicada no reator por unidade de tempo ( $M.T^{-1}$ )
- (43)  $Q_{Metanol}=IF \text{ THEN ELSE}(\text{ControleTempo}>t2 :AND: \text{ControleTempo}<t3, Q_{Met}, 0)$   
 Descrição: carga de metanol aplicada no reator por unidade de tempo ( $M.T^{-1}$ ) com condição para ocorrer somente no período anóxico
- (44)  $Q_{modf}=200$   
 Descrição: vazão de esgoto a tratar, em L/s, modificável para a simulação de transientes
- (45)  $Q_{valor}=Q_{modf}*86.4/1440$   
 Descrição: vazão de esgoto a tratar, convertida para  $m^3/min$
- (46)  $SAVEPER = TIME STEP$   
 Unidade: min
- (47)  $t1=60*200/Q_{modf}$   
 Descrição: tempo inicial da aeração
- (48)  $t2=240*200/Q_{modf}$   
 Descrição: tempo final da aeração
- (49)  $t3=300*200/Q_{modf}$   
 Descrição: tempo final da destinado à reação anóxica (fim da alimentação de metanol)
- (50)  $tempo=1$   
 Descrição: controle de tempo (1 min por integração)
- (51)  $TIME STEP = 1$   
 Unidade: min
- (52)  $Vol=INTEG(Q,2160)$   
 Descrição: volume de esgoto no reator
- (53)  $X_{dInic}=0$   
 Descrição: concentração de células remanescentes da respiração endógena no tempo inicial
- (54)  $X_{dnInic}=171.3*2$   
 Descrição: concentração de microrganismos desnitrificantes ( $X_{dn}$ ) no tempo inicial
- (55)  $X_{nInic}=32.7*2$   
 Descrição: concentração de microrganismos nitrificantes ( $X_n$ ) no tempo inicial
- (56)  $X_{vuInic}=1403*2$   
 Descrição: concentração de microrganismos heterotróficos ( $X$ ) no tempo inicial

(57)  $Y=0.4$

Descrição: Y

(58)  $Y_{dn}=0.18$

Descrição:  $Y_n$

(59)  $Y_n=0.12$

Descrição:  $Y_n$