LUCIANO FARIAS DE NOVAES

**ESTUDO DA INFLUÊNCIA DA AGITAÇÃO E DA ESTRATÉGIA DE
ALIMENTAÇÃO SOBRE O DESEMPENHO DE UM ASBR EM ESCALA PILOTO
APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO**

Tese apresentada à Escola de Engenharia
de São Carlos, da Universidade de São
Paulo, como parte dos requisitos
necessários para obtenção do Título de
Doutor em Hidráulica e Saneamento

Orientador: PROF. DR. JOSÉ ALBERTO DOMINGUES RODRIGUES

**São Carlos, SP
2008**

ÍNDICE

DEDICATÓRIA.....	i
AGRADECIMENTOS.....	ii
LISTA DE SÍMBOLOS, ABREVIATURAS E SIGLAS.....	iv
LISTA DE FIGURAS.....	v
LISTA DE TABELAS.....	xi
LISTA DE QUADROS.....	xiv
RESUMO.....	xv
ABSTRACT.....	xvi
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS.....	3
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
3.1. Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Sequenciais (ASBR).....	4
3.2. Formas de Imobilização da Biomassa no ASBR.....	7
3.2.1. Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Sequenciais com Leito Fixo (ASBBR).....	8
3.3. Variáveis de Influência no Desempenho do ASBR.....	11
3.3.1. Agitação.....	11
3.3.1.1. Impelidores.....	13
3.3.1.2. Intensidade de Agitação.....	15
3.3.2. Alimentação.....	18
3.4. Considerações Finais.....	22
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	23
4.1. Descrição Geral do Experimento.....	23
4.2. Configuração dos Reatores.....	24
4.3. Inóculo.....	28
4.4. Água Residuária.....	30
4.5. Métodos Analíticos.....	30
4.5.1. Análises Físico-Químicas.....	30
4.5.2. Exames Microbiológicos.....	31
4.5.3. Composição do Biogás.....	31
4.6. Partida dos reatores.....	32
4.7. Operação dos Reatores – Batelada Típica.....	32
4.7.1. Batelada Típica – Draft Tube.....	35
4.8. Operação dos Reatores – Batelada Alimentada.....	36
4.9. Avaliação Cinética.....	37
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	41
5.1. Etapa: Partida dos Reatores.....	41

5.1.1. Perda do sistema devido ao lançamento de material tóxico na rede.....	46
5.2. Influência da Intensidade de Agitação e Tipo de Impelidor.....	47
5.2.1. Análise do desempenho no ASBBR.....	47
5.2.1.1. Perfis Temporais no ASBBR.....	53
5.2.1.2. Influência do Tipo de Impelidor no ASBBR.....	59
5.2.1.3. Análise do desempenho no ASBBR – Draft Tube.....	62
5.2.2. Análise do desempenho no ASBR.....	66
5.2.2.1. Perfis Temporais no ASBR.....	75
5.2.2.2. Influência do Tipo de Impelidor no ASBR.....	80
5.2.2.3. Análise do desempenho no ASBR – Intensidade de Agitação igual a 20 rpm.....	81
5.2.3. Comparação do ASBR e ASBBR Operados em Batelada Típica.....	83
5.3. Influência da Estratégia de Alimentação.....	85
5.3.1. Análise do desempenho no ASBBR operado em Batelada Alimentada	86
5.3.1.1. Perfis temporais no ASBBR.....	92
5.3.2. Análise do desempenho no ASBR operado em Batelada Alimentada	98
5.3.2.1. Perfis temporais no ASBR.....	103
5.3.3. Comparação do ASBR e ASBBR – Batelada Alimentada durante 25% do ciclo.....	109
5.3.4. Comparação do ASBR e ASBBR – Batelada Alimentada durante 50% do ciclo.....	110
5.3.5. Comparação do ASBR e ASBBR – Batelada Alimentada durante 75% do ciclo.....	111
5.3.6. Comparação do ASBR e ASBBR – Batelada Alimentada Típica.....	112
5.4. Comparação das Estratégias de Alimentação (Batelada Típica x Batelada Alimentada) no reator ASBBR.....	113
5.5. Comparação das Estratégias de Alimentação (Batelada Típica x Batelada Alimentada) no reator ASBR.....	115
5.6. Análise Microbiana.....	117
6. CONCLUSÕES.....	123
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	125
APÊNCICES.....	132

DEDICATÓRIA

Papai,
ofereço-lhe hoje o sorriso que trago em minha face. Sorriso triste pela sua ausência, mas um sorriso que traduz toda a emoção deste momento. Se sua falta diz um silêncio que cruza em minha vida, é porque sua existência me é essencial. Hoje, mais do que nunca, a sua presença se faz sentir, pois sou a continuidade de seu brilho!

AGRADECIMENTOS

Em primeiro lugar, à Deus, pela saúde, pela paz, e por mais esta vitória.

À minha mãe, que nunca deixou de incentivar-me e de fazer o possível e o impossível para ajudar-me. A minha dívida com você é inesgotável e agradeço todos os dias por ter tido você como mãe. Eu amo muito você.

A minha maravilhosa esposa que sempre com carinho fez com que as dificuldades se transformassem em simples obstáculos. Saiba que grande parte desta vitória é de sua responsabilidade. Te amo muito.

A minha querida filha Ana Carolina, pelo carinho, companheirismo e alegria que me proporciona. Papai te ama muito!

À minha irmã Juliana (segunda mãe) pelo incentivo, confiança e amor ao longo de toda minha vida.

À minha querida vovó pelas palavras positivas, pelo carinho e pelas orações. Muito obrigado!

Ao professor José Alberto Domingues Rodrigues pela amizade, orientação, incentivo e dedicação, principalmente pelo exemplo de honestidade, comprometimento e competência.

Aos professores Marcelo Zaiat e Eugênio Foresti pela amizade, incentivo, sugestões e apoio.

À toda minha família pelo auxílio constante e em especial a minha sogra (Maria Helena), pelo carinho e afeto, fazendo com que as noites sem dormir ficassem mais agradáveis. Sempre serei grato a senhora.

Aos amigos da Pós Graduação do Departamento Hidráulica e Saneamento da EESC/USP pelo apoio, incentivo e amizade quando eu mais precisei.

Aos meus queridos amigos de infância por sempre me apoiarem e torcerem pela concretização dos meus sonhos.

À professora Maria Lúcia Calijuri pela atenção, apoio e competência. Obrigado por tudo e com certeza, a senhora exerceu um papel essencial na minha formação profissional.

À FAPESP, pela concessão da bolsa de estudo e auxílio financeiro no projeto.

Aos funcionários do Departamento de Hidráulica e Saneamento pela ajuda e torcida em horas de dificuldades.

À Escola de Engenharia de São Carlos, pelos excepcionais anos de estudo durante o doutorado nesta instituição de excelência, a qual me orgulho muito de ter tido a oportunidade de ser aluno e eterno aprendiz.

LISTA DE SÍMBOLOS, ABREVIATURAS E SIGLAS

ASBR	=	Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Seqüenciais (Anaerobic Sequencing Batch Reactor);;
ASBBR	=	Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Seqüenciais com Leito Fixo (Anaerobic Sequencing Batch Biofilm Reactor);
AP	=	alcalinidade parcial;
AI	=	alcalinidade intermediária;
AT	=	alcalinidade total;
AB	=	alcalinidade à bicarbonato;
AVT	=	ácidos voláteis totais;
C_S	=	concentração de matéria orgânica (expressa como DQO);
C_{SR}	=	concentração residual de matéria orgânica (expressa como DQO);
C_{S0}	=	concentração inicial de matéria orgânica (expressa como DQO);
$DQO_{X\%}$	=	demanda química de oxigênio associada a permanência de X%;
DQO	=	demanda química de oxigênio;
K_1^{app}	=	constante cinética aparente de primeira ordem;
$Q_{X\%}$	=	vazão associada a permanência de X%;
ST	=	sólidos totais;
STV	=	sólidos totais voláteis;
SST	=	sólidos suspensos totais;
SSV	=	sólidos suspensos voláteis;
TRC	=	tempo de Retenção Celular;
TDH	=	tempo de Detenção Hidráulica;
t_f	=	tempo de enchimento; e
t_c	=	tempo de ciclo.

LISTA DE FIGURAS

Figura 4.1. Reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais com biomassa granulada – ASBR (a) e com biomassa imobilizada – ASBBR (b) utilizados no estudo.	23
Figura 4.2. Configuração dos reatores (a) ASBR e (b) ASBBR.	24
Figura 4.3. Cesto compartimentado com meio suporte espuma de poliuretano para imobilização da biomassa.	25
Figura 4.4. Colocação do primeiro compartimento do cesto no reator com biomassa imobilizada (ASBBR).	25
Figura 4.5. Reator ASBR vazio	26
Figura 4.6. Impelidores do tipo turbina com seis lâminas planas retas (a), turbina com seis lâminas inclinadas 45° (b) e hélice com três lâminas (c) utilizados na agitação dos reatores.	27
Figura 4.7. Impelidores do tipo turbina com seis lâminas inclinadas 45° (a), turbina com seis lâminas planas retas (b) e hélice com três lâminas (c) utilizados na agitação dos reatores.	28
Figura 4.8. Inoculação da biomassa na espuma de poliuretano (a) e comparação da espuma de poliuretano com e sem inoculação (b).	29
Figura 4.9. Montagem do primeiro compartimento do cesto para contenção da espuma de poliuretano já imobilizada no reator ASBBR.	29
Figura 4.10. Variação, ao longo do dia, da concentração de matéria orgânica (na forma de DQO) da água residuária utilizada no estudo.	33
Figura 4.11. Compartimento acrílico de seção quadrada utilizado para o ensaio de sedimentação.	34
Figura 4.12. Tubo de PVC utilizado no sistema Draft-Tube.	35
Figura 5.1. Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) bruta do afluente e do efluente do ASBR e do ASBBR, correspondente ao ciclo de 03h 30min às 11 h 30 min, ao longo de 60 dias de operação.	44
Figura 5.2. Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) filtrada do afluente e do efluente do ASBR e do ASBBR, correspondente ao ciclo de 03h 30 min às 11 h 30 min, ao longo de 60 dias de operação.	44
Figura 5.3. Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) bruta do afluente e do efluente do ASBR e do ASBBR, sendo que tanto o afluente como o efluente de ambos reatores foram amostrados no horário 03h30min.	45

- Figura 5.4. Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) filtrada do afluente e do efluente do ASBR e do ASBBR, sendo que tanto o afluente como o efluente de ambos reatores foram amostrados no horário 03h30min. 46
- Figura 5.5. Concentração de matéria orgânica (em DQO bruta) para o afluente e o efluente do reator ASBBR e eficiência de remoção nas condições de impelidor turbina de pás inclinadas 45° e com intensidades de agitação de 40 e 80 rpm. 50
- Figura 5.6. Concentração de matéria orgânica (em DQO bruta) para o afluente e o efluente do reator ASBBR e eficiência de remoção nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm. 51
- Figura 5.7. Concentração de matéria orgânica (em DQO bruta) para o afluente e o efluente do reator ASBBR e eficiência de remoção nas condições de impelidor tipo hélice e intensidade de agitação de 40 e 80 rpm. 51
- Figura 5.8. Concentração de matéria orgânica (em DQO filtrada) para o afluente e o efluente do reator ASBBR e eficiência de remoção nas condições de impelidor turbina de pás inclinadas 45° e com intensidades de agitação de 40 e 80 rpm. 52
- Figura 5.9. Concentração de matéria orgânica (em DQO filtrada) para o afluente e o efluente do reator ASBBR e eficiência de remoção nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm. 52
- Figura 5.10. Concentração de matéria orgânica (em DQO filtrada) para o afluente e o efluente do reator ASBBR e eficiência de remoção nas condições de impelidor tipo hélice e intensidade de agitação de 40 e 80 rpm. 53
- Figura 5.11. Variação da alcalinidade à bicarbonato e ácidos voláteis afluente e efluente do reator ASBBR operado nas condições de impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45° e com intensidades de agitação de 40 e 80 rpm. 54
- Figura 5.12. Variação da alcalinidade à bicarbonato e ácidos voláteis afluente e efluente do reator ASBBR operado com impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm. 54
- Figura 5.13. Variação da alcalinidade à bicarbonato e ácidos voláteis afluente e efluente do reator ASBBR operado nas condições de impelidor tipo hélice e intensidade de agitação de 40 e 80 rpm. 55
- Figura 5.14. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR nas condições de impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45° e intensidades de agitação iguais a 40 rpm (a) e 80 rpm (b). 55

- Figura 5.15. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação iguais a 40 rpm (a) e 80 rpm (b). 56
- Figura 5.16. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR nas condições de impelidor tipo hélice e intensidade de agitação 40 rpm (a) e 80 rpm (b). 57
- Figura 5.17. Perfil da concentração de ácidos voláteis por cromatografia ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR nas condições de impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45° e intensidades de agitação iguais a 40 rpm (a) e 80 rpm (b). 60
- Figura 5.18. Perfil da concentração de ácidos voláteis por cromatografia ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação iguais a 40 rpm (a) e 80 rpm (b). 60
- Figura 5.19. Perfil da concentração de ácidos voláteis por cromatografia ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR nas condições de impelidor tipo hélice e intensidades de agitação iguais a 40 rpm (a) e 80 rpm (b). 60
- Figura 5.20. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR nas condições de impelidor tipo hélice e intensidade de agitação 80 rpm (a) e 120 rpm (b). 64
- Figura 5.21. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR com Draft Tube nas condições de impelidor tipo hélice e intensidade de agitação 80 rpm (a) e 120 rpm (b). 65
- Figura 5.22. Camada espessa formada na parte superior do ASBR devido a ruptura dos grânulos ocorrida com o aumento da intensidade de agitação. 69
- Figura 5.23. Concentração de matéria orgânica (em DQO bruta) para o afluente e o efluente do reator ASBR e eficiência de remoção nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm. 71
- Figura 5.24. Concentração de matéria orgânica (em DQO bruta) para o afluente e o efluente do reator ASBR e eficiência de remoção nas condições com impelidor tipo hélice e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm. 71
- Figura 5.25. Concentração de matéria orgânica (em DQO bruta) para o afluente e o efluente do reator ASBR e eficiência de remoção nas condições com impelidor tipo turbina de pá inclinada 45° e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm. 72

- Figura 5.26. Concentração de matéria orgânica (em DQO filtrada) para o afluente e o efluente do reator ASBR e eficiência de remoção nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm. 72
- Figura 5.27. Concentração de matéria orgânica (em DQO filtrada) para o afluente e o efluente do reator ASBR e eficiência de remoção nas condições com impelidor tipo hélice e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm. 73
- Figura 5.28. Concentração de matéria orgânica (em DQO filtrada) para o afluente e o efluente do reator ASBR e eficiência de remoção nas condições com impelidor tipo turbina de pá inclinada 45° e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm. 73
- Figura 5.29. Variação da alcalinidade à bicarbonato e ácidos voláteis afluente e efluente do reator ASBR operado nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm. 74
- Figura 5.30. Variação da alcalinidade à bicarbonato e ácidos voláteis afluente e efluente do reator ASBR operado nas condições com impelidor tipo hélice e intensidades de agitação iguais a 40 e 80 rpm.. 74
- Figura 5.31. Variação da alcalinidade à bicarbonato e ácidos voláteis afluente e efluente do reator ASBR operado nas condições com impelidor tipo turbina de pá inclinada 45° e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm. 75
- Figura 5.32. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação 40 rpm (a) e 80 rpm (b). 76
- Figura 5.33. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições com impelidor tipo hélice e intensidades de agitação 40 rpm (a) e 80 rpm (b). 77
- Figura 5.34. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições com impelidor do tipo turbina de pá inclinada 45° e intensidades de agitação 40 rpm (a) e 80 rpm (b). 78
- Figura 5.35. Perfil da concentração de ácidos voláteis por cromatografia ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação iguais a 40 rpm (a) e 80 rpm (b). 79
- Figura 5.36. Perfil da concentração de ácidos voláteis por cromatografia ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições de impelidor tipo hélice e intensidades de agitação iguais a 40 rpm (a) e 80 rpm (b). 80

- Figura 5.37. Perfil da concentração de ácidos voláteis por cromatografia ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições de impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45° e intensidades de agitação iguais a 40 rpm (a) e 80 rpm (b). 80
- Figura 5.38. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação 20 rpm (a) e 40 rpm (b). 83
- Figura 5.39. Espumas de poliuretano retiradas da parte superior do cesto de retenção da biomassa do reator ASBBR no final do experimento. 88
- Figura 5.40. Variação da DQO bruta do afluente e efluente do sistema ASBBR, bem como a eficiência de remoção para as quatro estratégias de alimentação avaliadas. 90
- Figura 5.41. Variação da DQO filtrada do afluente e efluente do sistema ASBBR, bem como a eficiência de remoção para as quatro estratégias de alimentação avaliadas. 90
- Figura 5.42. Variação da concentração dos ácidos voláteis no afluente e efluente do sistema ASBBR para as quatro estratégias de alimentação avaliadas. 91
- Figura 5.43. Variação da alcalinidade a bicarbonato no afluente e efluente do sistema ASBBR para as quatro estratégias de alimentação avaliadas 92
- Figura 5.44. Perfis da concentração de matéria orgânica (DQO_{Bruta}) e eficiência de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado nas seguintes estratégia de alimentação: batelada alimentada durante 25% do ciclo (a); batelada alimentada durante 50% do ciclo (b); batelada alimentada durante 75% do ciclo (c); e batelada alimentada típica (d). 93
- Figura 5.45. Avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 25% do ciclo. 95
- Figura 5.46. Avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 50% do ciclo. 96
- Figura 5.47. Avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 75% do ciclo. 97
- Figura 5.48. Avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada típica. 97

Figura 5.49. Variação da DQO bruta do afluente e efluente do sistema ASBR, bem como a eficiência de remoção para as quatro estratégias de alimentação avaliadas.	101
Figura 5.50. Variação da DQO filtrada do afluente e efluente do sistema ASBR, bem como a eficiência de remoção para as quatro estratégias de alimentação avaliadas.	101
Figura 5.51. Variação da concentração dos ácidos voláteis no afluente e efluente do sistema ASBR para as quatro estratégias de alimentação avaliadas.	102
Figura 5.52. Variação da alcalinidade a bicarbonato no afluente e efluente do sistema ASBR para as quatro estratégias de alimentação avaliadas.	103
Figura 5.53. Perfis da concentração de matéria orgânica (DQO_{Bruta}) e eficiência de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBR operado nas seguintes estratégia de alimentação: batelada alimentada durante 25% do ciclo (a); batelada alimentada durante 50% do ciclo (b); batelada alimentada durante 75% do ciclo (c); e batelada alimentada típica (d).	105
Figura 5.54. Avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 25% do ciclo.	107
Figura 5.55. Avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 50% do ciclo.	107
Figura 5.56. Avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 75% do ciclo.	108
Figura 5.57. Avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada típica.	108
Figura 5.58. Imagens obtidas do inóculo utilizado nos reatores.	117
Figura 5.59. Imagens obtidas do lodo proveniente do ASBR correspondente ao final da condição batelada típica.	118
Figura 5.60. Imagens obtidas da biomassa presente na espuma de poliuretano do ASBBR pertinente ao final da condição batelada típica.	119
Figura 5.61. Imagens obtidas do lodo proveniente do ASBR correspondente ao final da condição batelada alimentada.	121
Figura 5.62. Imagens obtidas da biomassa presente na espuma de poliuretano do ASBBR pertinente ao final da condição batelada alimentada	122

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1. Características construtivas dos reatores ASBBR e ASBR.	24
Tabela 4.2. Parâmetros de construção dos impelidores.	27
Tabela 4.3. Impelidor e intensidade de agitação utilizado para cada condição experimental avaliada nos reatores.	35
Tabela 4.4. Vazão de alimentação (Q _{alim.}), tempo de enchimento (t _F), tempo de alcance da biomassa no ASBBR (t _{biomassa}) e tempo de alcance do impelidor (t _{impelidor}) no ASBBR para as quatro estratégias de alimentação avaliadas.	37
Tabela 5.1. Valores médios das variáveis monitoradas durante a etapa de partida (60 dias) dos reatores ASBR e ASBBR, com intensidade de agitação igual a 60 rpm, para os três ciclos diários	42
Tabela 5.2. Sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) na espuma de poliuretano do ASBBR.	50
Tabela 5.3. Parâmetros cinéticos ajustados pelo modelo cinético de primeira ordem com concentração residual de substrato aos perfis temporais monitorados.	57
Tabela 5.4. Concentração residual de substrato experimental (C _{SR-exp}) e obtido pelo modelo cinético (C _{SR-mod}), bem como o erro relativo (ER).	58
Tabela 5.5. Parâmetros obtidos nas análises do ASBBR com intensidade de agitação igual a 80 rpm.	61
Tabela 5.6. Valores médios (9 amostras) das variáveis monitoradas durante a operação do reator ASBBR nas seguintes condições: batelada típica (80rpm), batelada típica com draft tube (80rpm) e batelada típica com draft tube (120 rpm).	63
Tabela 5.7. Parâmetros cinéticos ajustados pelo modelo cinético de primeira ordem com concentração residual de substrato aos perfis temporais monitorados	65
Tabela 5.8. Sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) na massa de lodo do ASBR.	70
Tabela 5.9. Parâmetros cinéticos ajustados pelo modelo cinético de primeira ordem com concentração residual de substrato aos perfis temporais monitorados.	77

Tabela 5.10. Concentração residual de substrato experimental (C_{SR-exp}) e obtido pelo modelo cinético (C_{SR-mod}), bem como o erro relativo (ER).	78
Tabela 5.11. Valores médios (9 amostras) das variáveis monitoradas durante a operação do ASBR nas seguintes condições: batelada típica com intensidade de agitação igual a 40 rpm e batelada típica com intensidade de agitação igual a 20rpm.	82
Tabela 5.12. Parâmetros cinéticos ajustados pelo modelo cinético de primeira ordem com concentração residual de substrato aos perfis temporais monitorados.	83
Tabela 5.13. Parâmetros comparativos dos sistema ASBR e ASBBR.	84
Tabela 5.14. Sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) existentes na biomassa imobilizada no ASBBR e no lodo existente do ASBR, nas diversas condições de operações avaliadas.	85
Tabela 5.15. Valores médios (09 amostras) das variáveis monitoradas durante a operação do reator ASBBR nas seguintes estratégias de alimentação: batelada alimentada durante 25% do ciclo, batelada alimentada durante 50 % do ciclo, batelada alimentada durante 75% do ciclo e batelada alimentada típica (alimentada durante 100% do ciclo).	87
Tabela 5.16. Concentrações de sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) na espuma de poliuretano do ASBBR.	89
Tabela 5.17. Valores de DQO_{bruta} no afluente inicial e na amostra retirada após 2 minutos de reação no ABSBR.	95
Tabela 5.18. Valores médios (09 amostras) das variáveis monitoradas durante a operação do reator ASBR nas seguintes estratégias de alimentação: batelada alimentada durante 25% do ciclo, batelada alimentada durante 50 % do ciclo, batelada alimentada durante 75% do ciclo e batelada alimentada típica (alimentada durante 100% do ciclo).	99
Tabela 5.19. Concentrações de sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) na massa de lodo do ASBR.	100
Tabela 5.20. Valores de DQO_{bruta} no afluente inicial e na amostra retirada após 2 minutos de reação no ASBR.	106
Tabela 5.21. Parâmetros comparativos dos sistemas ASBR e ASBBR (batelada alimentada durante 25% do ciclo).	109
Tabela 5.22. Parâmetros comparativos dos sistemas ASBR e ASBBR (batelada alimentada durante 50% do ciclo).	110
Tabela 5.23. Parâmetros comparativos dos sistemas ASBR e ASBBR (batelada alimentada durante 75% do ciclo).	111

Tabela 5.24. Parâmetros comparativos dos sistemas ASBR e ASBBR (batelada alimentada típica).	112
Tabela 5.25. Parâmetros comparativos do sistema ASBBR operado nas condições de alimentação batela típica, batelada alimentada durante 50% e 75% do ciclo.	113
Tabela 5.26. Parâmetros comparativos do sistema ASBR operado nas condições de alimentação batela típica, batelada alimentada durante 50% e 75% do ciclo.	116

LISTA DE QUADROS

- Quadro 5.1. Valores médios (9 amostras para cada condição) das variáveis monitoradas durante a operação do ASBBR em batelada típica. 48
- Quadro 5.2. Valores médios (9 amostras para cada condição) das variáveis monitoradas durante a operação do ASBR em batelada típica 67

RESUMO

NOVAES, L. F. (2008). Estudo da Influência da Agitação e da Estratégia de Alimentação sobre o Desempenho de um ASBR em Escala Piloto Aplicado ao Tratamento de Esgoto Sanitário. 143 p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2008.

O presente trabalho teve como objetivo avaliar a influência da intensidade de agitação e tipo de impelidor, bem como a estratégia de alimentação, em reator anaeróbio operado em batelada seqüencial, escala piloto ($\approx 1 \text{ m}^3$), com agitação mecânica e em duas configurações: uma com biomassa granulada (ASBR) e outra com biomassa imobilizada em suporte inerte de espuma de poliuretano (ASBBR), aplicadas ao tratamento de esgoto doméstico. No estudo da intensidade de agitação e tipo de impelidor, para cada reator foram avaliadas três tipos de impelidores (turbina de pás planas, turbina de pás inclinadas 45° e hélice) associados a duas intensidades de agitação (40 e 80 rpm), obtendo uma combinação de 6 (seis) condições experimentais. A combinação da intensidade de agitação e tipo de impelidor que apresentou melhor desempenho no processo foi utilizado no estudo da estratégia de alimentação, na qual foi avaliada as seguintes condições: batelada alimentada durante 25%, 50%, 75% e 100% do ciclo. Os resultados obtidos permitiram concluir que: no ASBBR o aumento da intensidade de agitação de 40 rpm para 80 rpm permitiu uma melhoria nos fluxos de transferência de massa e, portanto, aumentou a velocidade de consumo de substrato; no ASBR o aumento da intensidade de agitação de 40 rpm para 80 rpm proporcionou uma desestabilização do sistema, provavelmente por causa da ruptura dos grânulos provocada pela maior agitação; os sistemas operados com impelidor do tipo hélice apresentaram vantagens, tais como: melhor eficiência de remoção de sólidos, maior valor da constante cinética de primeira ordem (melhor fluxo de transferência de massa e conseqüentemente maior consumo de substrato) e maior produção de alcalinidade, ou seja, maior estabilidade para o sistema; tanto o sistema ASBR como o ASBBR quando operados nas condições de batelada típica, batelada alimentada durante 50% e 75% do ciclo apresentaram melhores desempenhos no processo de tratamento, mostrando a flexibilidade operacional dos reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais; e comparando os sistemas ASBBR e ASBR verificou-se que estes apresentaram comportamentos similares em todas as condições de operação de batelada alimentada avaliadas, não sendo possível, estatisticamente apontar um sistema com melhor desempenho.

ABSTRACT

The objective of this work was to assess the effect of the stirring speed, the type of impeller and the feed strategy in a mechanically stirred pilot-scale ($\approx 1 \text{ m}^3$) anaerobic sequencing batch reactor to two configurations: a containing granulated biomass (ASBR) and the other containing immobilized biomass (AnSBBR). Domestic wastewater was treated in 8-h cycles. Three impeller types (turbine with six-flat blades, turbine with six 45°-inclined blades and helix with three blades) were assessed at two different stirring speeds (40 and 80 rpm), totaling six experimental conditions. The stirring speed and the impeller that resulted in the best combination was used in work of the feed strategy. The reactors were operated at room temperature at four different feed strategies (fed batch during 25%, 50% and 75% of the cycle, and conventional fed-batch). The results allowed conclude that: in the AnSBBR increasing the stirring speed from 40 rpm to 80 rpm showed to improve mass transfer, with consequent increase in substrate consumption; in the ASBR increasing the stirring speed from 40 rpm to 80 rpm showed desestabilization in system, because of the disruption caused in the granules with greater agitation; operation with the helix impeller showed some advantages over the turbine impellers, such as: improved efficiency in solids removal, higher value of the first order kinetic constant and higher alkalinity production; both for the ASBR as for the ASBBR the best performance in wastewater treatment was obtained when the reactors were operated at conventional batch, fed-batch during 50% and 75% of the cycle; no significant difference in performance was observed among these three conditions. Despite poor performance of the conventional fed-batch and fed-batch during 25% of the cycle compared to the other conditions, both these conditions presented operational stability. Hence, the anaerobic sequencing batch reactors presented operational flexibility as far as feed strategy is concerned.

1. INTRODUÇÃO

Nos dias atuais, devido a maiores preocupações ambientais, há uma tendência de preservar os mananciais e o solo. Para pleitear esta meta, o entendimento de processos e novas propostas de tratamentos de águas residuárias têm sido estudados e testados. Vários estudos vêm buscando mudanças na concepção dos sistemas existentes de tratamento de águas residuárias, sendo estudadas configurações inovadoras com o objetivo de se obter sistemas mais simplificados e eficientes.

Assim, devido à proposição de novas configurações de sistemas de tratamento de águas residuárias, os processos anaeróbios têm se desenvolvido de modo acentuado nos últimos anos. Dentre essas novas configurações, estão os reatores anaeróbios operados em bateladas seqüenciais (ASBR), os quais têm sido estudados desde o início da década de 90 por grupos de pesquisa nos Estados Unidos e no Canadá, que apresentam vantagens em relação a alguns sistemas operados de modo contínuo e, portanto, possuem grande potencial de utilização em escala industrial para alguns casos.

Os ASBRs têm sido estudados pelos grupos de pesquisa da Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) da Universidade de São Paulo (USP) e da Escola de Engenharia Mauá (EEM) do Instituto Mauá de Tecnologia (IMT). Estes grupos trabalham em conjunto desde 1998, com convênio de pesquisa firmado e com o apoio da FAPESP, sendo uma das linhas de pesquisa o desenvolvimento de configurações inovadoras de reatores anaeróbios em batelada, com o objetivo de otimização do processo e viabilização de sua aplicação prática. Neste contexto, o ASBR contendo biomassa imobilizada em partículas de espuma de poliuretano é um dos resultados positivos dessa parceria em pesquisa, com resultados promissores obtidos em escala de bancada, mas ainda com alguns problemas a serem investigados por se tratar de tecnologia recente.

Dentre os temas importantes a serem investigados está a avaliação de ampliação de escala, enfocando o comportamento da estabilidade e da eficiência de um reator anaeróbio com agitação mecânica e operado em bateladas seqüenciais, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário, comparando-se os sistemas contendo biomassa granulada e imobilizada

em suporte inerte de espuma de poliuretano.

A fim de prover bases racionais para projetos precisos desses reatores, tais investigações (estudos) têm que ser voltados não apenas a aspectos tecnológicos, mas também a aspectos fundamentais, tais como transferência de massa, intensidade de agitação, forma de alimentação, cinética e hidrodinâmica os quais são critérios de extrema importância para o projeto, construção, modelagem, simulação e otimização deste tipo de processo.

Nesse sentido, este projeto será dividido em dois subprojetos, no intuito de se avaliar a influência da intensidade de agitação e do tipo de impelidor (denominado de subprojeto 1) e da estratégia de alimentação a partir da relação entre os tempos de enchimento e de ciclo (denominado de subprojeto 2), sobre a estabilidade e a eficiência do reator. Além disso, em ambos subprojetos, serão avaliadas também as características microbiológicas do lodo desenvolvido no reator.

Desta forma, estando o sistema em estudo em escala piloto ($\approx 1 \text{ m}^3$), será possível avaliar o comportamento quanto à ampliação de escala, comparando-se com os resultados já obtidos pelos grupos de pesquisa em trabalhos com reatores em escala de laboratório ($\approx 10 \text{ L}$).

Com isso, o presente trabalho visa dar continuidade ao desenvolvimento metodológico que vêm sendo realizado, incorporando novas informações aos modelos já desenvolvidos a fim de facilitar o seu uso por pesquisadores e extensionistas.

Busca-se, portanto, com a realização deste trabalho, não só contribuir para o desenvolvimento científico e tecnológico nacional, mas, sobretudo, oferecer tecnologias com um efetivo alcance sócio-econômico, visando o entendimento de processos que serão de grande valia para profissionais envolvidos com o meio ambiente e, desta forma, contribuir para o progresso social e econômico de São Paulo e do país.

2. OBJETIVOS

Esse trabalho tem como objetivo principal a avaliação da influência da intensidade de agitação e tipo de impelidor (subprojeto 1) e da estratégia de alimentação (subprojeto 2), em reator anaeróbio operado em batelada seqüencial (ASBR), escala piloto ($\approx 1 \text{ m}^3$), com agitação mecânica e em duas configurações: uma com biomassa granulada e outra com biomassa imobilizada em suporte inerte de espuma de poliuretano, aplicadas ao tratamento de esgoto doméstico. Foram estabelecidos, ainda, os seguintes objetivos específicos:

- Avaliar a eficiência do reator, levando-se em consideração a remoção de matéria orgânica;
- Monitorar a estabilidade do sistema, quando submetido a diferentes intensidades de agitação e tipo de impelidor;
- Monitorar a estabilidade do sistema, quando submetido a diferentes estratégias de alimentação a partir da relação entre os tempos de enchimento e de ciclo;
- Estimar as constantes cinéticas aparentes para os experimentos realizados; e
- Proceder a caracterização microbiológica da biomassa desenvolvida no reator.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Reator Anaeróbico Operado em Bateladas Sequenciais (ASBR)

Os reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais (ASBR) têm sido estudados desde o início da década de 90 por grupos de pesquisa no Estados Unidos e no Canadá (Fernandes *et al.*, 1993; Sung & Dague, 1995; Brito *et al.*, 1997, e Timur & Östürk, 1999). Embora ainda em estágio de desenvolvimento, seu uso se revela promissor, uma vez que os resultados têm demonstrado que esse tipo de reator é adequado para tratamento tanto de águas residuárias de elevada concentração (laticínios, suinocultura e chorume) quanto para águas residuárias de baixa concentração (esgoto doméstico), bem como para operação em temperaturas mais baixas (a queda da temperatura pode ser compensada com o aumento da concentração da biomassa – Dague *et al.*, 1992).

A característica básica do ASBR é ser preenchido com esgoto no início e esvaziado ao final do tratamento, repetindo-se a operação com nova batelada. O conteúdo do reator é misturado, permitindo um bom contato esgoto/biomassa. O tratamento é efetuado em tanque único, em uma sequência operacional que compreende basicamente as seguintes etapas: (a) alimentação, enchimento com água residuária; (b) reação, tratamento propriamente dito, por meio das bio-transformações dos constituintes do esgoto pelos microrganismos; (c) sedimentação final do lodo biológico, após a finalização das reações; e (d) esvaziamento do tanque, com a retirada do líquido tratado e clarificado. Assim, o tempo de ciclo do reator é o somatório dos tempos de enchimento, de reação, de sedimentação e de esvaziamento.

A etapa de alimentação envolve a adição de um volume pré-determinado de água residuária no reator, sendo que o tempo de enchimento depende da operação do reator, podendo encher totalmente no início do ciclo ou ter enchimento contínuo (batelada alimentada). Neste último caso, o período de enchimento pode se estender até o final do período de reação. Segundo Angenent & Dague (1995) o ASBR não necessita de sistemas

de alimentação complexos devido à configuração do reator que permite a disposição uniforme da biomassa no reator, minimizando as possibilidades de ocorrência de caminhos preferenciais, curtos-circuitos e zonas estagnadas.

Na etapa de reação ocorre a conversão da matéria orgânica a biogás, sendo, portanto a etapa mais importante do processo. Nesta etapa a água residuária dentro do reator é misturada por um período de tempo pré-determinado, sendo que esta mistura assume papel importante, pois permite um contato mais efetivo entre o substrato e a biomassa. As características (composição e concentração) do afluente, qualidade do efluente que se deseja obter, concentração da biomassa no reator e temperatura da água residuária são os principais parâmetros para a definição do tempo necessário de reação.

Na etapa de sedimentação a mistura é interrompida para permitir a separação da biomassa, sendo que o próprio reator atua como decantador (clarificador). O tempo necessário para clarificação depende das características de sedimentabilidade da biomassa. Angenent & Dague (1995) descrevem que este tempo tem de ser baixo o suficiente de modo a promover o arraste pelo efluente da biomassa inativa de baixa sedimentabilidade, e alto o suficiente de maneira a manter a biomassa granular ativa, responsável pela remoção da matéria orgânica, no interior do reator. Esta etapa é importante no processo, pois permite que a biomassa seja retida no reator e conseqüentemente continue a sua formação, resultando em maiores tempos de retenção celular e melhorando a eficiência de remoção de matéria orgânica. Segundo Zhang *et al.* (1996) a biomassa rapidamente sedimentável no reator é continuamente selecionada em todos os ciclos do processo, fazendo com que os microrganismos mais competitivos sejam mantidos no reator e o desempenho do reator seja otimizado.

A etapa de esvaziamento ocorre após ter havido uma separação suficiente de sólidos, evitando assim, o arraste de material sólido no efluente. Ocorre, portanto, o descarte do sobrenadante e permanência da manta de lodo no fundo do reator, sendo que o volume descartado é normalmente igual ao volume alimentado na etapa de alimentação. Uma vez completada a etapa de esvaziamento, o reator está pronto para ser alimentado novamente com outra batelada de água residuária, iniciando um novo ciclo.

Comparado com um reator semelhante de alimentação contínua, no reator descontínuo não há necessidade da existência de sedimentador em separado e de recirculação externa de lodo biológico. Nesse tipo de reator é possível conseguir uma baixa razão substrato/microrganismos na condição final de ciclo (favorecendo a floculação biológica e a sedimentação) e, ao mesmo tempo, processar esgoto com altas velocidades de

reação. A alta concentração de substrato, imediatamente após o enchimento, resulta em grande força de direcionamento para a atividade metabólica e aumenta a velocidade de remoção de substrato. A baixa concentração perto do fim do ciclo resulta em baixa produção de gás e condições ideais para floculação e sedimentação da biomassa. Estas condições alternadas de “alta” e “baixa” concentração de substrato no ASBR são os fatores que proporcionam a elevada velocidade de conversão de substrato para metano, durante a alta concentração de substrato, e eficiente floculação/granulação e sedimentação da biomassa, durante a baixa concentração de substrato (Ndon & Dague, 1994 e Sung & Dague, 1992).

Os processos descontínuos em tratamento anaeróbio de águas residuárias, devido as condições operacionais, podem ser empregados apropriadamente nos seguintes casos (Zaiat *et al.*, 2001): indústrias que lançam efluentes de forma intermitente; indústrias que trabalham com padrões de lançamento muito restritivos ou com compostos de difícil degradação (a qualidade do efluente pode ser controlada lançando-o no ambiente apenas quando os padrões forem atingidos); em sistemas que visam o reuso de águas residuárias ou de substâncias nelas dissolvidas (o controle sobre a reutilização das águas pode ser maior e melhor do que em sistemas contínuos); e em trabalhos fundamentais que visem a elucidação de alguns fenômenos da degradação anaeróbia, devido à facilidade de instrumentação e controle.

O reator anaeróbio operado de modo descontínuo apresenta algumas vantagens em relação ao contínuo: (a) em situações nas quais a disponibilidade do efluente a ser tratado seja intermitente e gradual; (b) quando existe o interesse em manter a concentração do substrato no reator em valores baixos, tanto devido ao efluente possuir uma elevada carga orgânica, como devido à presença de alguma substância tóxica na água residuária; ou (c) por alguma restrição operacional inerente ao processo. Nestes casos, a alternativa que pode ser empregada é variar a estratégia de enchimento do reator de modo que a etapa de alimentação tenha um período maior que aquele convencionalmente utilizado, caracterizando a operação em batelada alimentada.

Segundo Sung & Dague (1995), os ASBRs apresentam também as seguintes vantagens em relação às configurações já existentes: não ocorrência de curtos-circuitos devido ao reator ser alimentado em batelada; e não necessidade de mecanismos de distribuição no fundo do sistema, já que o afluente é introduzido e agitado na sequência, o que não ocorre nos reatores UASB e nos Filtros Anaeróbios de Fluxo Ascendente.

Embora os ASBRs apresentem muitas vantagens, o desenvolvimento e o estudo deste sistema é muito recente e os resultados obtidos até o momento podem ser considerados apenas indicativos e não conclusivos. A aplicação em escala industrial deste tipo de tecnologia ainda está distante, pois diversos fenômenos fundamentais e aspectos tecnológicos ainda devem ser elucidados. Assim, devem-se proceder estudos que visam atenuar os problemas detectados na operação dos reatores tipo batelada, como por exemplo: existência de zonas mortas; altos tempos de sedimentação em relação à reação; arraste considerável de sólidos na descarga; partida lenta em função da granulação da biomassa; influência da agitação; influência da forma de alimentação (batelada ou batelada alimentada); e inibição devido a variações das cargas orgânicas aplicadas (Zaiat *et al.*, 2001).

3.2. Formas de Imobilização da Biomassa no ASBR

As formas de retenção dos microrganismos no reator ASBR são pela imobilização na forma de agregados (grânulos ou flocos) com boa característica de sedimentação e pela imobilização na forma de agregação em suporte inerte formando os biofilmes. Estas formas de retenção de microrganismos propiciam a operação do reator ASBR com tempos de residência celular elevados, mesmo quando operados com baixos tempos de residência hidráulico, resultando em diminuição do volume reacional, tornando-os economicamente viáveis (Siman, 2003).

A aplicação de tecnologias que empregam a biomassa granular e aderida (biofilme) vêm sendo muito estudadas atualmente, mas parâmetros fundamentais para projeto, otimização e aumento de escala de tais reatores (com biomassa granulada e imobilizada em suporte inerte) são ainda raros na literatura. Na verdade, a maior parte dos reatores biológicos tem sido projetada com base em critérios empíricos. Desta forma, a aplicação de tais critérios resulta, na maior parte dos casos, em unidades não-otimizadas, e até mesmo inadequadas para se atingir o objetivo proposto.

A existência de condições favoráveis para a imobilização de biomassa ativa e a sua necessária retenção no reator anaeróbio é um dos mais importantes aspectos que controlam o sucesso e o insucesso de desempenho do tratamento (Kato *et al.*, 1999). Assim, a utilização de reatores contendo biomassa imobilizada é uma alternativa à biotecnologia de processos anaeróbios para tratamento de águas residuárias, sendo essa imobilização decorrente da formação de um biofilme aderido a um material suporte. As principais

vantagens desses reatores em relação aos convencionais (com biomassa granular) são o de eliminar as incertezas quanto a granulação e o de propiciar uma operação com elevados tempos de residência celular, mesmo quando operando com baixos tempos de residência hidráulico, resultando em diminuição do volume reacional e tornando-os economicamente mais vantajosos (Speece, 1996). Assim, considerando os reatores descontínuos, a utilização de suportes inertes permite melhor retenção de biomassa e a eliminação da fase de sedimentação, proporcionando redução de tempo no ciclo total.

3.2.1. Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Sequenciais com Leito Fixo (ASBBR)

Os reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais com leito fixo (ASBBR) foram propostos com o intuito de controlar a perda de biomassa na etapa de esvaziamento, aumentar o tempo de retenção celular (TRC) e eliminar a etapa de sedimentação, pois nesta configuração a biomassa é imobilizada em um meio suporte no interior do reator.

Para o sucesso deste tipo de reator é de fundamental importância a escolha do tipo de suporte para a imobilização das células, pois é o suporte que determina a capacidade de retenção da biomassa, sendo desejável que a aderência microbiana ocorra de forma rápida, forte e homogênea (Camargo, 2000). O fenômeno de aderência, que depende das características físico-químicas do suporte, é determinante para o desempenho do sistema, sendo que as superfícies porosas e rugosas são mais propícias do que as superfícies lisas, e ainda, o tamanho e o número de poros também influencia no resultado final (Huysman *et al.*, 1983).

Huysman *et al.* (1983) testaram diferentes tipos de suporte, materiais porosos e não porosos, para imobilização de lodo metanogênico. Os materiais não porosos testados foram: sepiolita, zeolita, argex, e esfera de vidro, enquanto que os materiais porosos avaliados foram: esponja natural, carvão ativado, espuma de poliuretano não reticulada, espuma de poliuretano recoberta por PVC e espuma de poliuretano reticulada com três diferentes porosidades, T_{10} , T_{40} e T_{80} , sendo que quanto maior o tamanho de poros, menor o número dos mesmos. Assim, o número de poros é crescente de T_{10} a T_{80} . O desenvolvimento do biofilme nos suportes foi acompanhado através do aumento da produção diária de gás no reator. Os melhores resultados foram obtidos para a espuma de poliuretano reticulada T_{40} e T_{80} as quais apresentam maior porosidade, sendo que a T_{40} teve melhor performance. Assim, de acordo com os resultados obtidos, os autores concluíram que a porosidade é de primordial importância para a aderência, sendo que o

tamanho dos poros também exerce influência, uma vez que a T_{40} apresentou-se mais adequada que a T_{80} .

Ratusznei *et al.* (2000) utilizaram espuma de poliuretano (5 mm de aresta) como suporte inerte para biomassa anaeróbia em reator ASBBR (2 L) com agitação mecânica para o tratamento de esgoto sintético ($\approx 500 \text{ mgDQO L}^{-1}$). Os resultados obtidos permitiram concluir que a imobilização da biomassa em espuma de poliuretano promoveu boa retenção de sólidos no reator, garantindo desempenho satisfatório na remoção de matéria orgânica (eficiência de 86%), e permitindo a eliminação da etapa de sedimentação, reduzindo o tempo de operação necessário para o tratamento.

Lapa *et al.* (2005-a) avaliaram a influência de diferentes materiais suportes no desempenho de um reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais (ASBBR) com volume de 7,6 L, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário. Os meios suportes avaliados foram: espuma de poliuretano, carvão vegetal, pedra pome sintética e poliuretano reciclado de baixa densidade. Os autores concluíram que: o reator operado com espuma de poliuretano foi o que apresentou melhores valores de remoção de matéria orgânica, com eficiência média de 60%, seguido da pedra pome sintética (48%), do carvão vegetal (40%) e do poliuretano reciclado de baixa densidade (33%); e a pedra pome sintética não apresentou estabilidade química necessária para seu uso como material suporte da biomassa em reatores anaeróbios, pois ocorreu a perda contínua de cálcio (constituente importante da pedra pome sintética) do leito que resultou na perda da estabilidade estrutural das matrizes.

Garcia *et al.* (2005) avaliaram três suportes (espuma de poliuretano, carvão vegetal e polietileno de baixa densidade) no desempenho do reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais (7,2 L) e com agitação no tratamento de esgoto sanitário. A avaliação global da escolha do melhor suporte foi realizada sob análise de três variáveis sendo estas: desempenho na remoção de matéria orgânica, análise cinética e exames microbiológicos. Os autores constataram que a espuma de poliuretano pôde ser considerada como sendo o material mais adequado, pois com o uso desta o sistema apresentou maiores eficiências de remoção de DQO, maior coeficiente cinético aparente de primeira ordem e uma biomassa predominantemente caracterizada por arqueas metanogênicas e bactérias fototróficas.

Outro fator que deve ser avaliado no material suporte é a dimensão destes, pois a dimensão das partículas a serem utilizadas como meio suporte pode melhorar os fluxos de transferência de massa, melhorando assim, o desempenho do reator. Neste sentido Cubas *et al.* (2002) avaliaram diferentes tamanhos de cubos de espuma de poliuretano (0,5;

1,0; 2,0; e 3,0 cm de aresta) como material suporte em reator ASBBR (6 L), com agitação mecânica (500 rpm) no tratamento de esgoto doméstico sintético (500 mgDQO L^{-1}), com o intuito de avaliar os efeitos da transferência de massa na fase sólida no desempenho do reator. De posse dos resultados os autores concluíram que: a transferência de massa na fase sólida pouco afetou a concentração de matéria orgânica efluente; a concentração residual do substrato aumentou quando o tamanho das biopartículas foi aumentado; e o tempo de ciclo não foi afetado quando o tamanho das biopartículas foi aumentado de 0,5 a 2,0 cm, entretanto, o tempo de ciclo no reator com partículas cúbicas de 3,0 cm foi maior do que no requerido em sistemas com partículas menores.

Pinho (2004) também variou diferentes tamanhos de biopartículas de espuma de poliuretano (0,5; 1,0; 2,0 e 3,0 cm de aresta) como material suporte em um ASBBR (5,5 L), com agitação mecânica no tratamento de água residuária parcialmente solúvel visando selecionar o tamanho de biopartícula que minimizasse a resistência à transferência de massa. O autor concluiu que o tamanho da biopartícula teve influência decisiva no desempenho do sistema, sendo constatado que o valor máximo da constante cinética para o consumo da fração filtrada da DQO ocorreu para partículas de 2 cm de aresta enquanto que, no caso da fração em suspensão, este máximo ocorreu para partículas de 1 cm de aresta.

Castro *et al.* (2005) observaram gradual diminuição de massa e volume nos cubos de espuma de poliuretano utilizados como meio suporte para a biomassa nitrificante/desnitrificante em reator em batelada com aeração intermitente. Inicialmente os cubos de espuma preenchiam todo o volume do cesto do reator, porém, durante o período de operação (aproximadamente 800 dias) os autores notaram diminuição gradual do volume da espuma no cesto. Este fato, segundo os autores, poderia ser resultado da compressão do leito, devido ao peso da biomassa aderida e da água retida, entretanto, os valores decrescentes de massa seca da amostra de espuma indicaram que tal hipótese não era satisfatória. Além da alteração na massa das amostras de espuma observou-se também mudança quanto à forma das mesmas, com o arredondamento das arestas dos cubos e, até mesmo, transformando-os em esferas. Segundo os autores esta alteração pode ser considerada, principalmente, devido a um desgaste por cisalhamento (ação física), porém não descarta a hipótese da ocorrência de processos biológicos de algumas bactérias que são capazes de utilizarem polímeros como fonte de carbono e energia. Os autores concluíram que pelas perdas de massa e volume fica evidente a necessidade de reposição de espuma do

meio suporte, para com isto, evitar redução da biomassa no reator que pode levar a diminuição da eficiência do sistema.

Os avanços conseguidos com a utilização de reatores em batelada contendo biomassa imobilizada em matrizes de espuma de poliuretano (Ratusznei *et al.*, 2001; Ratusznei *et al.*, 2003-a; Ratusznei *et al.*, 2003-b; Cubas *et al.*, 2004) permitem vislumbrar sua aplicação para vários tipos de águas residuárias. Entretanto, estudos mais aprofundados devem ser realizados com a finalidade de avaliar a real aplicabilidade desse tipo de sistema. Dentre os temas mais importantes está a avaliação do comportamento de tais sistemas quando submetidos a diferentes intensidades de agitação e tipos de impelidores bem como de diferentes estratégias de alimentação a partir da relação entre os tempos de enchimento e de ciclo a fim de se estabelecer os limites para aplicação do sistema.

3.3. Variáveis de Influência no Desempenho do ASBR

Diversas são as variáveis que influenciam no desempenho do ASBR, tais como a intensidade e frequência de agitação do meio reacional, a carga orgânica volumétrica e específica aplicada, o tempo de granulação, a temperatura, a relação tempo de alimentação / tempo de ciclo e a diluição inicial do afluente. Dentro dos aspectos tecnológicos e fundamentais este trabalho está direcionado à avaliação da influência da intensidade de agitação e tipo de impelidor, bem como da estratégia de alimentação (relação tempo de alimentação / tempo de ciclo) em reator ASBR, sendo, portanto enfatizado na sequência a influência destas variáveis no desempenho do reator ASBR.

3.3.1. Agitação

A agitação pode ser definida como o processo que diminui a heterogeneidade de um sistema, sendo considerado um sistema completamente misturado quando a chance de se encontrar um dado componente em um dado local é a mesma em qualquer ponto do tanque (van't Riet & Tranper, 1997).

A agitação é um parâmetro de extrema importância, especialmente em larga escala, pois em um biorreator onde ocorrem falhas no processo de mistura podem surgir condições não homogêneas de temperatura e concentração de substrato, o que pode levar a um decréscimo no desempenho do sistema (Vrábel *et al.*, 1998).

De acordo com Ratusznei *et al.* (2001), a agitação em reatores operados em bateladas seqüências durante a etapa de reação melhora os fluxos de transferência de massa, e, portanto, aumenta a velocidade de consumo de substrato. Com isso, pode ser possível a diminuição do tempo total de ciclo. Além do mais, a agitação em reatores operados em bateladas seqüências não é somente importante para fornecer ao sistema boas condições de mistura (homogeneização, melhor contato da biomassa com o meio líquido) ou melhorar a transferência de massa, mas também melhorar a solubilização da matéria orgânica particulada, o que pode refletir em aumento das velocidades globais de conversão (Pinho, 2004).

A agitação do ASBR é realizada normalmente por agitação mecânica ou por reciclo do biogás gerado no processo. No entanto, Brito *et al.* (1997) afirmam que para o tratamento de águas residuárias de baixa carga, a produção de biogás é insuficiente para promover a turbulência necessária para minimizar a ocorrência de possíveis zonas de estagnação e resistência à transferência de massa. Atentados para este fato, estes pesquisadores desenvolveram um ASBR para tratamento de águas residuárias de baixa concentração ($1.000 \text{ mgDQO L}^{-1}$) na qual a agitação era promovida pela recirculação do efluente por uma bomba tipo diafragma, obtendo eficiências de remoção de DQO de 60 a 70% e qualificando a possibilidade do uso da recirculação do efluente para agitação do reator.

Camargo *et al.* (2002), tratando água residuária sintética a base de glicose (500 mgDQO L^{-1}) obtiveram um incremento no desempenho de um ASBR com biomassa imobilizada através da implantação de recirculação da fase aquosa. A eficiência de remoção de matéria orgânica não filtrada (em termos de DQO) aumentou de 83% para 95% como consequência do melhor contato substrato/biomassa.

Ratusznei *et al.* (2000) foram os primeiros a propor a utilização de agitação contínua, fornecida por agitador magnético, em ASBBR (2,5 L) com biomassa imobilizada em matrizes de espuma de poliuretano. O reator foi alimentado com água residuária sintética (485 mgDQO L^{-1}) e operado com velocidade de agitação de 500 rpm e ciclos de operação de 8 h, sendo observadas remoções de DQO maiores que 80%.

Cubas *et al.* (2001) propuseram uma mudança no tipo de agitação empregado por Ratusznei *et al.* (2000), tendo utilizado agitadores mecânicos tipo hélice no ASBBR. A biomassa foi imobilizada em matrizes cúbicas de espuma de poliuretano de 0,5 cm de aresta, o tempo de ciclo utilizado foi 8 horas e a intensidade de agitação foi variada de 300 a 1100 rpm. Tratando água residuária sintética com DQO média afluente de 560 mg L^{-1} , os

autores verificaram eficiência de remoção média igual a 78%. Além disto, os autores concluíram que os fenômenos de transferência de massa na fase líquida afetaram sensivelmente o desempenho total do reator e determinaram o tempo de ciclo requerido para fornecer a máxima eficiência.

A viabilidade do aumento de escala no reator ASBBR com agitador mecânico foi objeto de estudo de Sarti *et al.* (2002). Os autores avaliaram o desempenho de um reator anaeróbio em batelada com presença de biomassa imobilizada em suporte inerte (cubos de espuma de poliuretano) e agitação mecânica (40 rpm) no tratamento de esgoto sanitário. O reator (volume total: 1,2 m³) com capacidade de tratamento de 650 L, foi operado com ciclo total de 8 h, sendo esse ciclo correspondente aos processos de enchimento (2 h), reação (5 h), descarga (0,5 h) e repouso (0,5 h). Os autores constataram que um curto tempo de partida, aproximadamente 20 dias, aliado ao desempenho por meio dos resultados obtidos demonstraram potencialidade de utilização de tal configuração no tratamento de águas residuárias complexas, devido aos valores atingidos de baixas concentrações de matéria orgânica efluente presente como 50 mgDQO L⁻¹ e de altas eficiências de remoção de DQO (88%).

Sarti *et al.* (2005) analisaram o desempenho de quatro reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais em escala piloto (1,2 m³) no tratamento de esgoto sanitário. Cada reator apresentava concepções geométricas (relação altura (L)/diâmetro (D)), mecânicas (agitação mecânica ou recirculação de líquido) e tipo de retenção de biomassa diferentes. Três unidades eram do tipo ASBR convencional e outro do tipo ASBBR com suporte inerte de espuma de poliuretano e relação L/D igual a 1,5. Dos reatores ASBR dois tinham como forma de agitação a recirculação de líquido, mas com relação L/D distintas, sendo estas iguais a 1,5 e 3,0. O outro reator ASBR possuía agitação mecânica e relação L/D igual a 1,5. Os autores concluíram que: o sistema com meio suporte (ASBBR) apresentou a melhor eficiência no tratamento de esgoto sanitário quando comparado com os outros sistemas avaliados; e a agitação mecânica mostrou ser a mais indicada para utilização nos reatores ASBR, pois apresentou melhores eficiências de remoção de DQO quando comparado aos sistemas que continham agitação por recirculação de líquido.

3.3.1.1. Impelidores

Os agitadores (impelidores) são escolhidos de maneira a fazer com que o líquido percorra determinados caminhos dentro do recipiente (Brunello & Concone, 1986). O tipo

de agitador deve permitir que as velocidades desejadas para vencer as resistências à transferência de massa sejam alcançadas com o gasto mínimo de energia. O conceito de densidade de potencia (energia introduzida no sistema por unidade de volume de líquido) pode fornecer um grande auxílio na escolha do impelidor mais adequado ao processo em estudo (Pinho, 2004).

Os agitadores são classificados de acordo com o tipo de movimento que imprimem ao fluido em agitação. Assim, tem-se agitadores que provocam um escoamento longitudinal, isto é, em que o líquido percorre um caminho paralelo ao eixo do agitador, agitadores que provocam um escoamento radial, em que o fluido se desloca perpendicularmente à direção do eixo do agitador, e agitadores que provocam um escoamento tangencial ou rotacional, em que atua tangencialmente a um percurso circular em torno do eixo. O caminho percorrido pelo fluido dentro do tanque resulta da variação dessas três componentes de velocidades. Quanto a forma, eles podem ser classificados, de um modo geral, em tipo hélice, tipo palheta e tipo turbina (Brunello & Concone, 1986).

Nos casos em que o eixo está colocado no centro do tanque e perpendicular a seu fundo, o movimento tangencial pode não ser benéfico, pois ele provoca o aparecimento de um vórtice na superfície do líquido e tende a perpetuar um movimento circulatório estratificado em diversos níveis, impedindo desse modo que haja uma circulação longitudinal e, portanto, homogeneização do meio. Além do mais, quando existem partículas sólidas, elas entram no movimento circulatório e são lançadas contra a parede do recipiente, de onde, por gravidade, vão se acumular no fundo (Brunello & Concone, 1986).

Os agitadores tipo hélice provocam escoamento longitudinal do fluido e são usados para colocar e manter em suspensão partículas relativamente pesadas. Já os agitadores tipo palheta e turbina produzem movimento radial e tangencial no líquido, sendo que no primeiro não se nota um movimento longitudinal pronunciado, enquanto que no segundo o líquido é empurrado contra as paredes do tanque e, ao se chocar contra estas, divide-se, indo uma parte para cima e outra para baixo (movimento longitudinal) para, em seguida, retornarem em direção ao eixo e novamente para a turbina (Brunello & Concone, 1986).

Pinho (2004) avaliou a influência do tipo de impelidor e da frequência de agitação sobre a degradação anaeróbia de água residuária parcialmente solúvel, em reator anaeróbio em batelada (5,5 L) contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano, agitado mecanicamente. Foram empregados quatro tipos de impelidores, sendo estes do tipo: hélice, turbinas de lâmina plana, lâmina plana inclinada e lâmina curva, com intensidades de agitação variando de 200 a 1100 rpm. O autor constatou que o comportamento dos

parâmetros cinéticos aparentes e da concentração residual de substrato foi bem distinto para cada tipo de impelidor, provavelmente devido à inter-relação de diversos fatores que influenciam o comportamento de sistemas sólido-líquido agitados, como: tipo de fluxo hidrodinâmico (longitudinal, radial ou misto), que influencia os processos de transferência de massa e cinéticos; velocidade mínima para suspensão das partículas, que afeta o regime de suspensão; e eficiência de dissolução de particulado.

Damasceno *et al.* (2004) analisaram dois impelidores (turbina de pá plana e hélice) em um ASBBR (6,3 L) com espuma de poliuretano, variando as rotações (100 a 500 rpm) no tratamento de soro de queijo. O autor conclui que a utilização do impelidor do tipo hélice ocasionou maiores eficiências de conversão, possivelmente devido às suas características de fluxo longitudinal, que proporcionou maior movimentação do líquido através do leito e conseqüentemente melhores condições de transferência de massa.

Michelan (2006) avaliou a influência da intensidade de agitação e do tipo de impelidor sobre o desempenho de sistema ASBR (5 L) operado com biomassa granulada tratando esgoto sintético (800 mgDQO L⁻¹). Os impelidores avaliados foram turbina e pá de seis pás planas verticais, turbina e pá de seis pás planas inclinadas 45° e hélice. Os resultados obtidos pelo autor mostraram que: o aumento da velocidade rotacional melhorou a transferência de massa sólido-líquido; e o escoamento axial em reatores agitados mecanicamente é preferível ao escoamento radial.

A quantidade de impelidores é um parâmetro de projeto que também afeta o desempenho do sistema. Biorreatores com múltiplos impelidores têm ganhado importância devido à sua grande capacidade de distribuição de gases, características mais eficientes de escoamento de líquido e menor consumo de energia por impelidor, quando comparado com sistemas de impelidor único. Em todos os tipos de reatores nos quais a transferência de massa é o objetivo principal, os sistemas com múltiplos impelidores são vantajosos e podem ser mais econômicos em escala industrial, especialmente em biorreatores nos quais os períodos de reação são longos e o consumo de energia é um componente significativo nos custos totais de produção (Gogate *et al.*, 2000).

3.3.1.2. Intensidade de Agitação

O aumento da intensidade de agitação melhora os fluxos de transferência de massa, e, portanto, aumenta a velocidade de consumo de substrato. Entretanto, a agitação excessiva pode causar a ruptura dos grânulos, resultando em baixa eficiência de separação

de sólidos (Angenent & Dague, 1995). Assim, as investigações da influência da agitação sobre a estabilidade e a eficiência do reator ASBR indicam a existência de um valor ótimo de agitação, abaixo do qual ocorre uma queda na eficiência devido à limitação por transferência de massa, e acima do qual ocorre uma redução na eficiência pela formação excessiva de biomassa dispersa seguida por perda da mesma (Rodrigues *et al.*, 2003-a).

Em relação à energia introduzida no sistema, sua necessidade aumenta de forma diretamente proporcional à intensidade de agitação. Logo, é importante saber a intensidade além da qual não é mais possível melhorar os fluxos de transferência de massa, com a finalidade de se evitar, ao máximo, gastos energéticos desnecessários (Pinho, 2004).

Ratusznei *et al.* (2001) avaliaram a influência da velocidade de agitação magnética no desempenho do ASBR com biomassa imobilizada em espuma de poliuretano. Os resultados obtidos pela variação da intensidade de agitação de 0, 50, 100, 200, 350, 500 e 750 rpm permitiram concluir que o aumento da agitação resultou em diminuição de resistência à transferência de massa e, conseqüentemente, em aumento do valor do parâmetro cinético.

Rodrigues *et al.* (2003-a), ao estudarem as condições de agitação, observaram que o melhoramento no fluxo de transferência de massa está ligado ao contato eficiente entre substrato e biomassa. Os autores estudaram o efeito da velocidade de agitação (0, 25, 50 e 75 rpm) no ASBR (5 L), inoculado com biomassa granulada para tratamento de água residuária sintética de baixa concentração. A agitação foi promovida por agitador mecânico tipo turbina, com seis pás planas verticais. À temperatura controlada a 30°C e para ciclos com duração de 8 horas, o reator apresentou melhores eficiências quando submetido à agitação de 50 rpm. Concluíram que a agitação tendeu a aumentar a eficiência do reator, permitindo a redução do tempo total de ciclo.

Angenent *et al.* (2001) estudaram o efeito da duração e da intensidade de agitação sobre o desempenho de um reator ASBR (5 L de volume útil) no tratamento de resíduo suíno. Os autores verificaram que o uso de agitação suave e intermitente permitiu um maior desempenho do reator quando comparada à agitação suave e contínua, resultando em maiores eficiências de remoção de sólidos voláteis e maior produção de metano. Segundo os autores, o emprego da agitação contínua resultou no desenvolvimento de uma biomassa com más características de sedimentação, a qual foi carregada mais facilmente com o efluente durante a descarga diminuindo, assim, o desempenho do reator. Os pesquisadores observaram também que o aumento da intensidade de agitação diminuiu o desempenho do reator e a quantidade total de biomassa metanogênica.

Pinho (2004) avaliou a influência da velocidade de agitação no tratamento de água residuária parcialmente solúvel. Foi utilizado ASBR com volume de 5,5 L e biomassa imobilizada em matrizes cúbicas de espuma de poliuretano, com 3 cm de aresta e agitação mecânica promovida por impelidores tipo hélice. Os ciclos foram de 8 horas, sendo variado a agitação de 500 a 1.100 rpm. Em 20 dias, o sistema entrou em equilíbrio dinâmico, com eficiência na remoção de substrato de 75%, expresso como DQO. O autor concluiu que com o aumento da agitação melhorou a transferência de massa na fase líquida e influenciou positivamente a solubilização de particulados, o que provocou efeitos positivos nas velocidades de consumo da matéria orgânica.

Ratusznei *et al.* (2002) avaliaram a possibilidade de operação do ASBR no tratamento de soro de queijo sendo utilizado reator com volume total de 2,0 L. O reator foi operado em ciclos de 8 horas, sob agitação magnética de 200 rpm e à temperatura controlada à 30°C. A DQO variou gradativamente, de um ensaio para outro, de 500 a 4.000 mg L⁻¹. Os autores concluíram que o aumento da intensidade de agitação foi considerado indispensável, de maneira a permitir a homogeneização da fase líquida no reator, principalmente se forem aplicados maiores valores de carga orgânica volumétrica.

Vela (2006) avaliaram dois reatores anaeróbios (1,2 m³), operados em batelada sequencial, com agitação mecânica para tratamento de esgoto sanitário, sendo que um dos reatores continha biomassa imobilizada em espuma de poliuretano e o outro foi operado com biomassa suspensa, portanto sem utilização de suporte inerte. Os autores concluíram que: quando a rotação aplicada passou de 5 rpm para 50 rpm no reator ASBBR e de 5 rpm para 25 rpm no reator ASBR as velocidades de reação aumentaram para ambos os sistemas, porém quando foi aplicada uma rotação de 100 rpm ocorreu arraste de sólidos no reator ASBBR; e o sistema ASBBR apresentou melhores eficiências de remoção de matéria orgânica (69,7%) quando comparado com o sistema ASBR (57,6%).

Ramos *et al.* (2003) utilizando um ASBR (1,2 L) com biomassa imobilizada em espuma de poliuretano e recirculação da fase aquosa no tratamento de água residuária sintética (500 mgDQO L⁻¹) obtiveram modelo cinético de primeira ordem com uma concentração de substrato residual, que permitiu avaliar a influência da velocidade de circulação no desempenho do reator durante o tempo do ciclo. Os autores constataram aumento no parâmetro de primeira ordem, de 1,19 para 2,00 h⁻¹, com o aumento da velocidade superficial, de 0,032 até 0,191 cm s⁻¹. Para valores de velocidades superficiais maiores, de 0,191 até 0,467 cm s⁻¹, este parâmetro permaneceu aproximadamente constante com valor de 1,90 h⁻¹.

Lapa *et al.* (2005-b) avaliaram a influência do regime de recirculação da fase aquosa no ASBBR, em escala piloto ($1,2 \text{ m}^3$), utilizando como meio suporte espuma de poliuretano no tratamento de esgoto sanitário. Os autores avaliaram três diferentes vazões de recirculação e, portanto, três velocidades ascensionais ($1,27$; $3,82$ e $7,64 \text{ m h}^{-1}$), constatando que os melhores valores de remoção de matéria orgânica foram evidenciados na condição de velocidade ascensional igual a $7,64 \text{ m h}^{-1}$, com eficiência média total de 67%, seguida das velocidades ascensionais de $3,82$ e $1,27 \text{ m h}^{-1}$, com eficiências de 48 e 47%, respectivamente.

3.3.2. Alimentação

O tempo de duração da etapa de alimentação do reator operado em batelada sequencial pode ser variável e, dessa forma, o sistema pode operar no modo batelada, quando este tempo for muito reduzido em relação ao tempo total do ciclo, ou batelada alimentada, quando a duração da etapa de alimentação for significativa em relação ao tempo total de processo. O aumento deste tempo de alimentação geralmente é decorrente da disponibilidade da água residuária, resultando em menores concentrações de substrato dentro do reator ao longo de todo o ciclo, o que acarreta uma velocidade média de reação menor comparada com àquela obtida para o sistema em batelada, podendo diminuir a eficiência global do processo (Zaiat *et al.*, 2001). Entretanto, a utilização de uma etapa de alimentação mais longa faz com que a concentração de ácidos voláteis, intermediários do metabolismo anaeróbio, não alcance valores elevados, o que poderia ser prejudicial à biomassa (cargas de choque iniciais), conferindo ao sistema maior estabilidade e flexibilidade operacional (Bagley & Brodtkorb, 1999).

Assim, o tempo de alimentação é um parâmetro operacional (está diretamente ligado a relação substrato / microrganismos) e de projeto (define o número de reatores a serem utilizados na operação), sendo, portanto de grande interesse o entendimento do processo no desempenho do reator sobre a influência da estratégia de alimentação a partir da relação entre os tempos de enchimento (t_F) e de ciclo (t_C).

Kennedy *et al.* (1991) estudaram a influência da razão tempo de alimentação / tempo de ciclo no desempenho de um ASBR tratando água residuária sintética ($7.000 \text{ mgDQO L}^{-1}$). Os autores verificaram que o processo não foi afetado em cargas orgânicas volumétricas inferiores a $9.000 \text{ mg L}^{-1} \text{ d}^{-1}$, porém para valores superiores de carga orgânica, foi detectada redução superior a 25% nos valores médios de eficiência de

remoção para baixos valores de t_F / t_C .

Shizas & Bagley (2002) trabalhando com um ASBR tratando substrato à base de glicose avaliaram a influência da concentração afluenta, tempo total de ciclo e razão t_F / t_C no desempenho do reator. O sistema estava operando com uma carga orgânica volumétrica de $2,1 \text{ g DQO L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ quando sofreu uma sobrecarga para $3,2 \text{ g DQO L}^{-1} \text{ d}^{-1}$. Os autores evidenciaram que valores elevados da relação t_F / t_C e menores concentrações iniciais de substrato resultaram em um aumento da performance do reator, sugerindo que a operação pode ser otimizada pela alteração dos parâmetros operacionais.

Rodrigues *et al.* (2003-b) avaliaram a influência da estratégia de alimentação em um reator ASBR (5 L) com biomassa imobilizada granulada e agitação de 50 rpm tratando água residuária sintética ($500 \text{ mg DQO L}^{-1}$). Três estratégias de alimentação com um tempo de ciclo de 6 h, incluindo o tempo de sedimentação de 30 minutos, foram adotadas: batelada com tempo de enchimento de 6 min, batelada alimentada seguida de batelada com tempo de enchimento de 60, 120 e 240 min e batelada alimentada com tempo de enchimento de 320 min. A eficiência de remoção da matéria orgânica filtrada foi de 87, 83, 84, 84 e 84% para os tempos de enchimento de 6, 60, 120, 240 e 320 min, respectivamente, mostrando que a utilização de tempos de enchimentos longos (razão de t_F / t_C maiores que 0,5) não influenciou significativamente o desempenho do sistema.

Ratusznei *et al.* (2003-a) também avaliaram a influência da estratégia de alimentação no desempenho de um ASBR (2,5 L) com biomassa imobilizada em espuma de poliuretano e agitação de 200 rpm no tratamento de água residuária sintética (500 mg L^{-1}). O reator foi operado com tempo de ciclo de 180 min nas seguintes condições: batelada com tempo de enchimento de 3 min e batelada alimentada seguida de batelada com tempo de enchimento de 30, 60 e 180 min. Os autores observaram que nas condições de batelada alimentada ocorreu queda na eficiência do sistema, principalmente para maiores períodos de alimentação. Segundo os autores, foi levantada a hipótese de que esta diminuição foi causada pela exposição ao ar da biomassa imobilizada sem líquido durante o período de enchimento. Assim, em períodos menores de alimentação, o leito era rapidamente preenchido com o substrato, fato que não ocorria nos maiores tempos de enchimento.

Orra *et al.* (2003) estudaram a influência da estratégia de alimentação em um reator anaeróbio operado em batelada e batelada alimentada sequenciais, homogeneizado por recirculação externa da fase líquida, contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano. O reator foi operado com água residuária sintética (500 mgDQO L^{-1}), tratando

um volume médio de 890 ml de água residuária, com tempo de ciclo de 6 horas e vazão de recirculação de 6 L h^{-1} . Nas condições de operação em batelada alimentada foram avaliadas as durações de alimentação de 60, 120, 240 e 360 minutos. Comparando os resultados obtidos para as etapas de operação em batelada alimentada com a operação em batelada, os autores observaram que o sistema atingiu valores de eficiência muito próximos ($> 80\%$), o que flexibiliza o processo para os casos onde não se disponha de despejos continuamente, ou seja, a disponibilidade do efluente a ser tratado seja intermitente. Nestes casos mesmo que o tempo de alimentação do reator ocorra em um período maior que aquele convencionalmente utilizado no processo em batelada, não haverá diminuição significativa da eficiência do processo. Além disso, a utilização de uma etapa de alimentação mais longa garante menores concentrações de substrato no reator ao longo de todo o ciclo operacional, ocasionando valores menores de concentração de ácido voláteis, favorecendo a estabilidade do reator.

Borges *et al.* (2004) analisaram a influência da etapa de enchimento no comportamento de um reator anaeróbio com agitação mecânica (500 rpm) operado em batelada alimentada sequencial com biomassa imobilizada em espuma de poliuretano, tratando água residuária sintética ($500 \text{ mg DQO L}^{-1}$). O reator foi construído em acrílico e com capacidade de 6,3 L, tratando um volume de água residuária de 2,5 L por ciclo, com ciclos de 8 h de duração (t_C). A operação do sistema constou do carregamento no início de cada ciclo de 60% do volume de esgoto tratado, quantidade suficiente para o total encobrimento do leito, sendo o volume restante adicionado em diferentes tempos de enchimento (t_F). Os autores concluíram que: para razões $t_F / t_C \leq 0,5$ o sistema atingiu remoção de matéria orgânica acima de 75% e 70% para amostras filtradas e não-filtradas, respectivamente; nos ensaios em que $t_F / t_C > 0,5$, registrou-se perda na eficiência e formação de material viscoso, semelhante a polímeros de provável origem microbiológica, apesar da estabilidade observada; o aumento do tempo de enchimento não provocou mudanças significativas na fauna microbiana; e a morfologia dos microrganismos presentes no sistema se mostrou diversificada.

Damasceno (2004) avaliou o desempenho de um ASBBR (6,3 L) com biopartículas de espuma de poliuretano (5 mm de aresta), agitação mecânica com impelidores tipo hélice e 500 rpm, tempo de ciclo de 8 h no tratamento de soro de queijo em diferentes estratégias de alimentação e cargas orgânicas volumétricas. Foi avaliada a operação em batelada, batelada alimentada de 2 h e batelada alimentada de 4 h. As cargas orgânicas, em DQO, aplicadas foram de 2, 4, 8 e $12 \text{ g L}^{-1} \text{ d}^{-1}$. O autor evidenciou que: os melhores resultados

foram da condição de batelada alimentada de 4 h, com conversão da matéria orgânica de 91, 93, 86 e 81%, respectivamente para as cargas orgânicas de 2, 4, 8 e 12 g DQO L⁻¹ d⁻¹; e não foram detectadas diferenças nas concentrações máximas de ácidos voláteis totais com o aumento do tempo de alimentação, entretanto, houve a tendência de redução dos picos de ácido propiônico com o aumento do tempo de alimentação.

Zimmer (2006) analisou a influência da carga orgânica aplicada e do tempo de enchimento sobre a estabilidade e a eficiência do ASBR (6 L) com biomassa granulada tratando soro de queijo diluído. O autor concluiu que para uma concentração afluente de 4.000 mgDQO L⁻¹ o aumento do tempo de alimentação resultou em diminuição da eficiência na remoção de matéria orgânica solúvel. Já para uma concentração afluente de 8.000 mgDQO L⁻¹ o aumento do tempo de alimentação resultou em menores valores de DQO total no efluente. Também foi constatado que maiores tempos de enchimento levam à redução dos picos de concentração de matéria orgânica, ácidos voláteis e alcalinidade ao longo do ciclo.

Bezerra Junior et al. (2006) avaliaram a influência de diferentes tempos de alimentação e cargas orgânicas volumétricas sobre o desempenho de um ASBR (3,8 L) contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano, com recirculação no tratamento de soro de queijo. Os autores constataram que quando o sistema era alimentado com carga orgânica igual a 3 gDQO L⁻¹ d⁻¹ a alteração do tempo de enchimento não influenciou na eficiência de remoção de matéria orgânica. Já quando o sistema era alimentado com carga orgânica igual a 6 gDQO L⁻¹ d⁻¹ foi verificado tendência de queda na eficiência com maiores tempos de enchimento.

Cavalhero e Zaiat (2006) avaliaram a influência da estratégia de alimentação sobre o desempenho de um ASBBR (10 L), com biomassa imobilizada em espuma de poliuretano no tratamento de esgoto sanitário. O sistema foi monitorado em batelada típica, batelada alimentada com tempo de alimentação igual a 4 h e batelada alimentada típica (8 h). Os autores concluíram que o sistema em batelada alimentada com tempo de alimentação igual a 4 h foi o mais eficiente na remoção de material orgânico (eficiência de 88%), seguido do batelada alimentada típica (71%) e batelada típica (60%).

3.4. Considerações Finais

As informações reunidas e expostas no item Revisão Bibliográfica permitem afirmar que os reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais (ASBR) mostram-se altamente promissores no tratamento de águas residuárias. No entanto, ainda faltam estudos objetivando analisar mais profundamente aspectos fundamentais nestes tipos de reatores em maiores escalas, como por exemplo as condições de transferência de massa, as quais estão diretamente relacionadas com as condições de mistura no reator, bem como as condições de estratégia de alimentação, a qual permite maior flexibilidade para o processo.

Assim, com o desenvolvimento deste trabalho pretende-se avançar no conhecimento sobre a influência da agitação e da estratégia de alimentação no desempenho dos ASBRs, contribuindo para a apresentação de alternativa que viabilizam o menor custo para o tratamento de esgoto sanitário.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. Descrição Geral do Experimento

No experimento foram utilizados dois reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais com agitação mecânica construídos em polietileno e montados nas seguintes configurações: *(a)* um reator com biomassa granulada (ASBR) e *(b)* um reator com biomassa imobilizada (ASBBR). Assim, no decorrer deste trabalho o reator com leito granuloso será denominado ASBR e o reator com biomassa imobilizada será denominado ASBBR. Na Figura 4.1 são apresentadas fotografias dos reatores utilizados no estudo.

Figura 4.1. Reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais com biomassa granulada – ASBR (a) e com biomassa imobilizada – ASBBR (b) utilizados no estudo.

Ambos reatores foram instalados na Estação de Tratamento de Esgoto (ETE)

situada na Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) da Universidade de São Paulo (USP) e foram operados no período de fevereiro de 2006 a dezembro de 2007.

4.2. Configuração dos Reatores

Na Tabela 4.1 e na Figura 4.2 são apresentadas as características construtivas dos reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais.

Tabela 4.1. Características construtivas dos reatores ASBBR e ASBR.

Configuração	ASBBR	ASBR
Volume total (m ³)	1,18	1,18
Volume útil (m ³)	1,02	1,02
Volume de lodo (m ³)	-	0,35
Volume do suporte inerte (m ³)	0,58	-
Massa do material suporte (kg)	7,20	-
Volume de líquido (m ³)	0,65	0,65
Volume de gás (m ³)	0,16	0,16
Altura (m)	1,50	1,50
Diâmetro (m)	1,00	1,00

Figura 4.2. Configuração dos reatores (a) ASBR e (b) ASBBR.

[Notação: (1) Sistema de agitação mecânica com motor de rotação variável e impelidor, (2) Válvula de descarga, (3) Válvula de alimentação, (4) dreno (ladrão), (5) biogás, (6) cesto contendo biomassa imobilizada].

No reator ASBBR, o suporte utilizado para imobilização da biomassa foi espuma de poliuretano (cubos de 5 cm de aresta) com densidade de 23 kg m^{-3} . Este suporte foi confinado em um cesto cilíndrico (altura 1,20 m), confeccionado com chapa de inox 304 perfurada tipo moeda (abertura de 1,5 cm), alocado ao redor da barra de agitação e com uma folga de 3,5 cm da parede do cesto em relação ao impelidor. O cesto foi compartimentado em 4 estágios de 30 cm de altura (Figura 4.3), para evitar a compactação do meio suporte. Na Figura 4.4 é apresentada fotografia do primeiro compartimento do cesto colocado dentro do reator (verifique a existência de um mancal no centro do cesto para apoio da haste de agitação).

Figura 4.3. Cesto compartimentado com meio suporte espuma de poliuretano para imobilização da biomassa.

Figura 4.4. Colocação do primeiro compartimento do cesto no reator com biomassa imobilizada (ASBBR).

No reator ASBR foi colocado 4 chicanas (largura de 10 cm e espaçada 90° uma da outra) de aço inox 304 para aumentar a turbulência e conseqüentemente aumentar o contato substrato – microrganismos. Na Figura 4.5 é apresentada fotografia do reator ASBR vazio, sendo mostrado as chicanas utilizadas no processo.

Figura 4.5. Reator ASBR vazio.

A alimentação dos reatores foi feita utilizando-se bombas centrífugas (tipo auto-escorvantes de rotor aberto, marca Jacuzzi, modelo 5JL15-1/2CV). Estas bombas são, segundo o fabricante, ideais para o bombeamento de líquidos sujos, por possuírem rotor aberto de fácil ajuste e à prova de obstrução. A descarga foi feita por gravidade, na lateral inferior do reator, com utilização de válvula solenóide.

Foi instalado um motoredutor (3 cv) com capacidade de 250 rpm com eixo vertical e impelidores para promover a mistura do licor misto, e inversor de frequência para viabilizar o controle das rotações requeridas. No interior do reator, foram instaladas bóias do tipo física para controle de nível.

Os impelidores utilizados e avaliados no estudo foram: (i) turbina com seis lâminas planas retas; (ii) turbina com seis lâminas inclinadas (45°); e (iii) hélice com três lâminas. Foram instalados dois impelidores do mesmo tipo em cada um dos reatores. Todos os impelidores foram construídos com material inox 304 de 2 mm de espessura. Os parâmetros de construção dos três tipos de impelidores são apresentados na Tabela 4.2, sendo estas dimensões iguais a do padrão Rushton (Thiemann, 2001).

Tabela 4.2. Parâmetros de construção dos impelidores.

Tipo de Impelidor	C_i/D_i	h_i/D_i	D_r/D_i	H_i/D_i	D_r/H_i	nº lâminas	Diâmetro (cm)
Turbina plana	0,25	0,20	3	1	3	6	33
Turbina inclinada (45°)	0,25	0,20	3	1	3	6	33
Hélice (passo = 1)	-	-	3	1	3	3	33

Sendo: C_i = comprimento da lâmina do impelidor; D_i = diâmetro do impelidor; h_i = altura da lâmina do impelidor; D_r = diâmetro do reator; H_i = altura do impelidor em relação ao fundo do reator.

Nas Figuras 4.6 e 4.7 são apresentados fotos dos impelidores do tipo turbina com seis lâminas planas retas, turbina com seis lâminas inclinadas 45° e hélice com três lâminas utilizados na agitação dos reatores.

Figura 4.6. Impelidores do tipo turbina com seis lâminas planas retas (a), turbina com seis lâminas inclinadas 45° (b) e hélice com três lâminas (c) utilizados na agitação dos reatores.

Figura 4.7. Impelidores do tipo turbina com seis lâminas inclinadas 45° (a), turbina com seis lâminas planas retas (b) e hélice com três lâminas (c) utilizados na agitação dos reatores.

Sistema de automação constituído por temporizadores foi utilizado para o acionamento e o desligamento dos seguintes equipamentos: bombas de alimentação, válvulas solenóide (utilizada na descarga) e sistema de agitação (conjunto moto-redutor).

No APÊNDICE A são apresentados os detalhes do custo de implementação do sistema utilizado neste trabalho, bem como a população atendida por este sistema.

4.3. Inóculo

Inicialmente, o inóculo utilizado neste estudo, tanto para o reator ASBR como para o reator ASBBR, foi o lodo proveniente do reator UASB o qual trata água residuária de abatedouros de aves (Avícola Dacar – Tietê – SP). Porém, no terceiro mês de operação dos reatores ocorreu uma carga tóxica no afluente, proveniente de descarte indevido do laboratório de Resíduos da Química (Instituto de Química de São Carlos), o que ocasionou

perda dos microrganismos do sistema, sendo, portanto, necessário re-inocular o sistema. Assim, o inóculo utilizado nesta segunda etapa foi o lodo proveniente do reator UASB utilizado em tratamento de águas residuárias de esgoto sanitário da Escola de Engenharia de São Carlos.

Na Figura 4.8 são apresentados fotografias da inoculação da biomassa na espuma de poliuretano e a comparação da espuma de poliuretano com e sem inoculação.

Na Figura 4.9 é apresentado fotografia da montagem do primeiro compartimento do cesto para contenção da espuma de poliuretano já imobilizada no reator ASBBR.

Figura 4.8. Inoculação da biomassa na espuma de poliuretano (a) e comparação da espuma de poliuretano com e sem inoculação (b).

Figura 4.9. Montagem do primeiro compartimento do cesto para contenção da espuma de poliuretano já imobilizada no reator ASBBR.

4.4. Água Residuária

A água residuária utilizada no estudo foi o esgoto sanitário, proveniente da rede coletora que abrange alguns bairros da cidade de São Carlos e o Campus Universitário da USP em São Carlos.

4.5. Métodos Analíticos

4.5.1. Análises Físico-Químicas

O monitoramento do reator foi efetuado medindo-se, em amostras do afluente e do efluente, as concentrações de matéria orgânica nas formas não filtrada e filtrada (como demanda química de oxigênio – DQO), de alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI), alcalinidade total (AT), alcalinidade à bicarbonato (AB), ácidos voláteis totais (AVT), sólidos totais (ST), sólidos totais voláteis (STV), sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV), além da medida do pH. As análises foram realizadas segundo o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1998). A frequência das análises foi de 3 vezes por semana.

Na fase de estabilidade operacional do sistema, foram realizados perfis ao longo de um ciclo para avaliação do comportamento do reator relativo ao objetivo da investigação em operação. Neste perfil foi monitorado as concentrações de matéria orgânica nas formas não filtrada e filtrada (como demanda química de oxigênio – DQO), de alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI), alcalinidade total (AT), alcalinidade à bicarbonato (AB), ácidos voláteis totais (AVT), além da medida do pH e temperatura. Também foi medido as concentrações de ácidos intermediários através de cromatografia em fase gasosa.

Ao final de cada condição estudada, quantificou-se a biomassa aderida ao meio suporte inerte utilizado no reator ASBBR. Para tanto coletou-se uma espuma de poliuretano situada no ponto intermediário do ASBBR e cortou-se esta em oito partes, sendo que cada parte foi lavada com água destilada e esta água utilizada na lavagem das partes da espuma foi coletada em cápsulas de porcelana de 150 mL. Assim, estas cápsulas que foram previamente pesadas (P_0) continham água destilada mais biomassa que estava aderida na espuma. As espumas que foram lavadas também foram colocadas em cápsulas

de 150 mL. Assim, tanto as cápsulas com espuma como as com biomassa foram levadas para estufa em temperatura controlada de 105°, durante 24 horas. Após este período as espumas (P_E) e as cápsulas com biomassa (P_1) foram pesadas, e em seguida foram colocadas em mufla, à temperatura de 550°C, onde permaneceram por 2 horas. Novamente as cápsulas foram pesadas e obteve-se o P_2 . Com estes dados foi possível calcular os valores de ST e SV por grama de espuma através das Equações 4.1 e 4.2:

$$ST = \left[\frac{P_1 - P_0}{P_E} \right] (\text{gST/g}_{\text{espuma}}) \quad (4.1)$$

$$SV = \left[\frac{P_1 - P_2}{P_E} \right] (\text{gSVT/g}_{\text{espuma}}) \quad (4.2)$$

Para quantificar a concentração de sólidos totais e sólidos voláteis no ASBR, foram coletados 100 mL do licor misto e avaliados segundo o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1998).

4.5.2. Exames Microbiológicos

Foi utilizado microscopia óptica comum e de contraste de fase para a caracterização da biomassa anaeróbia presente nos reatores. Para o ASBBR, a espuma de poliuretano foi retirada no ponto intermediário do reator e pressionada para se extrair o lodo. No ASBR foi coletado 100 mL do licor misto, retirado na tubulação de saída e agitado com esferas de vidro em frasco sorológico para formação de lodo homogêneo. Posteriormente, ambos os lodos foram colocados entre a lâmina e a lamínula e analisados através do microscópio OLIMPUS DX-60 (objetiva 100, ocular 10, zoom 1,25), com as imagens capturadas por câmera (OPTRONICS) acoplada ao software “*Image Pro Plus*” (versão 4.1).

4.5.3. Composição do Biogás

Não foi possível coletar o gás com concentrações de metano, pois este enquanto é produzido ao longo do ciclo escapa por diversas passagens, como por exemplo pelos registros e entrada no reator do eixo do agitador. Assim, não foi possível concentrar a saída do gás para uma só passagem, e portanto não foi possível realizar a sua coleta. Ressalta-se

que foram realizadas várias amostragens, porém estas apresentavam valores insignificativos de concentração de metano.

4.6. Partida dos reatores

Os reatores foram operados à temperatura ambiente em ciclos de 8 horas, ou seja, três ciclos diários. Na etapa de partida dos reatores foram analisadas amostras do afluente e efluente nos três ciclos diários (11:30hs às 19:30hs; 19:30hs às 03:30hs; e 03:30hs às 11:30hs), durante 60 dias, avaliando assim o desempenho do sistema nos diferentes ciclos. Nesta etapa os reatores foram operados com intensidade de agitação igual a 60 rpm. O reator ASBR foi operado com impelidor do tipo turbina de pás planas enquanto que o reator ASBBR foi operado com impelidor do tipo turbina de pás inclinadas 45°.

Para o estudo da influência da intensidade de agitação, tipo de impelidor e estratégia de alimentação foi adotado o ciclo referente à 12h 30 min às 20h 30 min como base para as análises do desempenho do sistema. A escolha do horário para o início do ciclo foi baseada no critério da hora em que a água residuária apresentasse maior carga orgânica. Para tanto foi monitorado de hora em hora o valor da DQO da água residuária afluente dos reatores durante 10 dias. Na Figura 4.10 é apresentado a variação, ao longo do dia, da concentração média de matéria orgânica (na forma de DQO bruta) da água residuária usada no estudo. Verifica-se que os maiores picos de DQO são no horário do almoço e da janta, pois o restaurante universitário não possui sistema de coleta de resíduos sólidos e toda sobra de comida do restaurante vai direto para o ralo (possui um triturador elétrico) do esgoto sanitário. Assim, como as maiores concentrações de matéria orgânica estão no horário entre 11:30 hs a 13:30 hs, optou-se por iniciar o ciclo no horário de 12h 30 min.

4.7. Operação dos Reatores – Batelada Típica

Os reatores foram operados à temperatura ambiente em ciclos de 8 horas, ou seja, três ciclos diários. Nesta condição, batelada típica, no início dos ciclos, os reatores foram alimentados com um volume igual a 0,65 m³ de esgoto sanitário cada um, em um período aproximado de 0,5 hora (ressalta-se que ambos reatores foram alimentados no mesmo tempo e com a mesma vazão, apresentando portanto o mesmo afluente). Em seguida, iniciou-se a agitação do meio, com rotação fixa cujos valores foram objetos de estudo

(40 rpm e 80 rpm). A descarga também foi realizada em um período aproximado de 0,5 hora, finalizando o ciclo operacional e, em seguida, iniciando-se o novo ciclo.

Figura 4.10. Variação, ao longo do dia, da concentração de matéria orgânica (na forma de DQO) da água residuária utilizada no estudo.

O período da etapa de reação foi diferente para as duas configurações. Para a configuração com biomassa granulada, o tempo foi de 6,0 horas com o acionamento da agitação, seguida de uma etapa de sedimentação de 1,0 hora, durante a qual a agitação foi interrompida, para então ser efetuada a descarga. Para a configuração com biomassa imobilizada, a etapa de reação foi de 7,0 horas, uma vez que a etapa de sedimentação não foi necessária.

Verifica-se que o tempo de sedimentação utilizado no estudo foi igual a 1 hora, pois foi realizado ensaio de sedimentação em um compartimento acrílico (seção quadrada de 25 cm), no qual foi inserido o líquido misturado (esgoto afluyente e lodo), monitorado visualmente e por análise de sólido na altura de descarte (45 cm) igual ao do reator, sendo concluído que o tempo de 1 hora é o ideal para a sedimentação, pois acima deste valor a biomassa tende a flotar e uma parte dela fica na região sobrenadante do reator. Na Figura 4.11 é apresentado o compartimento acrílico de seção quadrada no qual foi

realizado o ensaio de sedimentação. No APÊNDICE B estão apresentados os dados da análise de sólidos do ensaio de sedimentação.

Figura 4.11. Compartimento acrílico de seção quadrada utilizado para o ensaio de sedimentação.

Foram avaliadas três tipos de impelidores associados a duas intensidades de agitação, obtendo uma combinação de 6 (seis) condições experimentais para cada reator. Na Tabela 4.3 são apresentados o impelidor e a intensidade de agitação para cada condição experimental avaliada nos reatores. O tempo de duração de cada condição experimental foi de 21 dias, sendo avaliado neste período 09 (nove) amostras para cada reator (frequência de 3 amostras por semana).

Tabela 4.3. Impelidor e intensidade de agitação utilizado para cada condição experimental avaliada nos reatores.

Condição	ASBR		ASBBR	
	Impelidor	Agitação (rpm)	Impelidor	Agitação (rpm)
01	Turbina Pá plana	40	Turbina Pá Inclínada	40
02	Turbina Pá plana	80	Turbina Pá Inclínada	80
03	Hélice	40	Turbina Pá plana	40
04	Hélice	80	Turbina Pá plana	80
05	Turbina Pá Inclínada	40	Hélice	40
06	Turbina Pá Inclínada	80	Hélice	80

Após a verificação das seis (06) condições experimentais avaliadas para os dois reatores, também foram realizados ensaios (média 21 dias) com intensidade de agitação igual a 120 rpm para o reator ASBBR e 20 rpm para o reator ASBR. Porém estes ensaios foram realizados somente para um impelidor, sendo adotado o impelidor que apresentou melhor desempenho no sistema quando avaliado na primeira etapa.

4.7.1. Batelada Típica – Draft-tube

Após a avaliação das diversas condições de intensidade de agitação e tipo de impelidor, o reator ASBBR foi operado 42 dias com Draft-Tube e impelidor do tipo hélice. Nesta condição foram avaliadas duas intensidades de agitação, sendo estas 80 e 120 rpm. Como sistema de Draft-Tube foi utilizado um tubo de PVC branco (espessura de parede igual a 4 mm), diâmetro nominal 400 mm, inserido na parte central do ASBBR e distante 20 cm do fundo e 20 cm da lâmina d'água residuária. Ressalta-se que quando o sistema foi projetado, o cesto de inox para retenção da biomassa foi fabricado com um compartimento central vazado de diâmetro de 410 mm de abertura para entrar o tubo de PVC, o qual não precisava ser fabricado e sim existente no mercado, reduzindo o custo do sistema Draft-Tube. Na Figura 4.12 são apresentadas fotografias do tubo de PVC utilizado no sistema Draft-Tube.

Figura 4.12. Tubo de PVC utilizado no sistema Draft-Tube.

Ressalta-se que o reator ASBR não foi operado na condição de Draft-Tube, em virtude da dificuldade de fixar o tubo de PVC no reator. Para tanto seria necessário a implantação de tirantes para fixação do tubo, sendo necessário fazer furos em diversas alturas do reator. Assim, optou-se por não realizar este teste no ASBR.

4.8. Operação dos Reatores – Batelada Alimentada

Nesta etapa os reatores foram operados de modo análogo ao sistema com batelada típica que estava em andamento quanto à sedimentação (configuração com biomassa granulada) e à descarga, havendo uma mudança quanto à estratégia de alimentação e, conseqüentemente, à etapa de reação. O tempo de ciclo também foi igual a 8 horas.

O impelidor e a intensidade de agitação utilizado nesta etapa para cada reator foi a que apresentou melhores resultados na etapa de avaliação da intensidade de agitação e tipo de impelidor na condição de batelada típica.

Foram avaliadas quatro (04) estratégias de alimentação, ou seja, o reator foi operado com quatro tempos de enchimentos (t_F) distintos, sendo estes: alimentação durante 25% do ciclo, alimentação durante 50% do ciclo, alimentação durante 75% do ciclo e alimentação durante 100% do ciclo (batelada alimentada típica).

O tempo de alimentação dos reatores ASBR e ASBBR foram diferentes para uma mesma condição de estratégia de alimentação, pois como o ASBR necessita de 1 hora para sedimentação e como o tempo de enchimento (t_F) é uma porcentagem do tempo possível de alimentação, têm-se valores distintos do tempo de alimentação para as duas condições avaliadas. Na tabela 4.4 é apresentado o tempo de enchimento (t_F) para os reatores ASBR e ASBBR para as quatro estratégias de alimentação avaliadas.

Como o reator ASBBR possui um cesto de aço para retenção da biomassa e existe uma distância de 15 cm entre o fundo do reator e a base deste cesto, existe um tempo de enchimento em que a lâmina d'água residuária não alcançou a biomassa, denominado t_{biomassa} , e um tempo ainda maior para alcançar o impelidor, denominado $t_{\text{impelidor}}$, pois o impelidor mais baixo encontra-se a uma altura igual a 33 cm do fundo do reator. Como a vazão de alimentação para as quatro estratégias de alimentação são diferentes, têm-se um t_{biomassa} e um $t_{\text{impelidor}}$ para cada condição avaliada. Na Tabela 4.4 é apresentado a vazão de alimentação ($Q_{\text{alim.}}$), tempo de enchimento (t_F), tempo de alcance da biomassa no ASBBR (t_{biomassa}) e tempo de alcance do impelidor ($t_{\text{impelidor}}$) no ASBBR para as quatro estratégias de alimentação avaliadas.

Tabela 4.4. Vazão de alimentação ($Q_{\text{alim.}}$), tempo de enchimento (t_F), tempo de alcance da biomassa no ASBBR (t_{biomassa}) e tempo de alcance do imeplidor ($t_{\text{impelidor}}$) no ASBBR para as quatro estratégias de alimentação avaliadas.

Reator		Batelada alimentada durante:			
		25%	50%	75%	100%
ASBR	$Q_{\text{alim.}}$ (L/min)	6,63	3,33	2,22	1,67
	t_F (min)	98,0	195,0	293,0	390,0
	t_{biomassa} (min)	-	-	-	-
	$t_{\text{impelidor}}$ (min)	-	-	-	-
ASBBR	$Q_{\text{alim.}}$ (L/min)	5,78	2,89	1,93	1,44
	t_F (min)	112,5	225,0	337,5	450,0
	t_{biomassa} (min)	20,4	40,0	60,0	82,0
	$t_{\text{impelidor}}$ (min)	33,0	66,0	100,0	134,0

Quanto as amostras do afluente, na condição de batelada alimentada, estas foram obtidas de forma composta, ou seja, para cada condição de estratégia de alimentação avaliada foi monitorado quatro (04) pontos de forma intercalada de 30 em 30% do tempo total de enchimento do sistema. Assim, por exemplo, para a condição de batelada alimentada durante 25% do ciclo no reator ASBR, foi monitorado amostras do afluente do sistema no tempo igual a zero (0), 30% de 98 min (29,4 min), 60% de 98min (58,8 min) e 90% de 98 min (88,2 min).

Da mesma forma que o sistema vinha sendo operado (batelada típica), atingido a estabilidade operacional, foi levantado o perfil ao longo do ciclo de operação de algumas das variáveis monitoradas, conforme já mencionado no Item 4.5.1.

4.9. Avaliação Cinética

Aos perfis temporais de remoção de matéria orgânica foram ajustados modelo cinético de primeira ordem, considerando-se a concentração residual de matéria orgânica. Este modelo cinético de primeira ordem é obtido pelo balanço de massa em um reator operado em batelada típica, ou seja, quando os tempos de enchimento e de descarte podem ser desprezados. Na equação 4.3 é apresentado o balanço de massa, admitindo o volume de

líquido tratado constante (já que o sistema enche num tempo desprezível) e a reação de degradação da matéria orgânica de primeira ordem.

$$-k_1^{app}.Ca.V = \frac{dCa}{dt}.V \quad (4.3)$$

em que:

C_a = concentração de matéria orgânica (expressa como DQO);

V = volume de líquido tratado; e

k_1^{app} = constante cinética aparente de primeira ordem.

Desenvolvendo e organizando as variáveis da equação 4.3, tem-se:

$$-k_1^{app}.dt = \frac{dCa}{Ca} \quad (4.4)$$

Integrando-se a equação 4.4 com os limites de integração conhecidos, tem-se:

$$-\int_{t_0}^t k_1^{app}.dt = \int_{C_{ao}}^{Ca} \frac{dCa}{Ca} \quad (4.5)$$

$$k_1^{app}.(t-t_0) = \ln\left(\frac{C_{ao}}{Ca}\right) \quad (4.6)$$

$$e^{k_1^{app}(t-t_0)} = \frac{C_{ao}}{Ca} \quad (4.7)$$

$$Ca = C_{ao}.e^{-k_1^{app}(t-t_0)} \quad (4.8)$$

em que:

C_{a0} = concentração de matéria orgânica afluenta ao sistema (expressa como DQO);

t = tempo de reação durante o ciclo; e

t_0 = tempo inicial de reação.

A equação 4.8 representa o balanço de massa para o reator operado em batelada típica. Porém, apenas a modelagem cinética não demonstra a degradação de matéria orgânica que, de fato, ocorre no sistema de tratamento. Assim, um modelo adaptado da equação 4.8 que considera a ocorrência de uma fração residual de material orgânico no final do ciclo de tratamento, o que pode ser confirmada na análise dos dados do perfil temporal da DQO efluente efetuado, vem sendo usado para modelação da degradação em sistemas de tratamento, sendo este expresso como:

$$C_a = C_{SR} + (C_{a0} - C_e).e^{-k_1^{app}(t-t_0)} \quad (4.9)$$

em que:

- C_a = concentração de matéria orgânica (expressa como DQO);
- C_{SR} = concentração residual de matéria orgânica (expressa como DQO);
- C_{a0} = concentração inicial de matéria orgânica (expressa como DQO); e
- k_1^{app} = constante cinética aparente de primeira ordem.

Assim, a equação 4.9 considera que a matéria orgânica presente em solução será a soma do total efluente (residual) e a reação/degradação da parcela até o momento do ciclo analisado (diferença entre a concentração inicial e residual de matéria orgânica).

O modelo da equação 4.9, portanto, foi utilizado para modelagem do comportamento cinético do reator estudado na estratégia de alimentação batelada típica. Os dados de concentração do substrato ao longo do tempo, obtidos pelo perfil temporal realizado, foram plotados no programa *Excel* e através da ferramenta *solver* foram ajustados no modelo não linear correspondente à equação 4.9.

Para as condições de batelada alimentada o balanço de massa é diferente do que o utilizado para batelada típica, pois o tempo de enchimento não pode mais ser desprezado (quando comparado ao tempo total do ciclo). Também deve-se considerar a variação do volume do reator em função do tempo de enchimento. Assim, o balanço de massa para os sistemas operados em bateladas alimentadas são definidos como:

$$\frac{dV}{dt} = Q \quad (4.10)$$

$$\frac{d(Ca \cdot V)}{dt} = Q \cdot C_{aF} - (-k_1^{app} (Ca - C_{SR})) \cdot V \quad (4.11)$$

$$\frac{dCa}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (C_{aF} - Ca) - k_1^{app} \cdot (Ca - C_{SR}) \quad (4.12)$$

em que:

- Q = vazão de alimentação, L h⁻¹; e
C_{aF} = concentração de matéria orgânica na vazão de alimentação (expressa como DQO).

Assim, o modelo da equação 4.12 foi utilizado para modelagem do comportamento cinético do reator estudado na estratégia de alimentação batelada alimentada. Os dados de concentração do substrato ao longo do tempo, obtidos pelo perfil temporal realizado, bem como os outros parâmetros necessários, foram plotados no programa *Excel* e através da ferramenta *solver* foram ajustados no modelo não linear correspondente à equação 4.12.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Etapa: Partida dos Reatores

Na etapa de partida dos reatores, tanto o ASBR como o ASBBR foram monitorados durante um período de 60 dias nos três ciclos diários (8 h cada), ou seja, no ciclo das 11h 30min às 19h 30min, no ciclo das 19h 30min às 03h 30min e no ciclo das 03h 30 min às 11h 30min. A intensidade de agitação adotada nesta etapa foi de 60 rpm. O reator ASBR foi operado com impelidor do tipo turbina de pás planas enquanto que o reator ASBBR foi operado com impelidor do tipo turbina de pás inclinadas 45°.

Na Tabela 5.1 são apresentados os valores médios das variáveis monitoradas durante a etapa de partida dos reatores ASBR e ASBBR, com intensidade de agitação igual a 60 rpm, para os três ciclos diários. Verifica-se que, para todos os ciclos avaliados, em média o pH efluente de ambos reatores não variaram significativamente, permanecendo dentro da faixa ótima de estabilidade para formação de metano, ou seja, entre 6,0 e 8,0 (Chernicaró, 1996). Também é evidenciado, em ambos reatores e para todos os ciclos avaliados, produção de alcalinidade a bicarbonato em relação ao afluente, mostrando a existência de estabilidade no sistema, mesmo ocorrendo uma pequena produção de ácido no reator ASBBR.

Quanto a concentração de matéria orgânica (DQO_{Bruta}) do afluente, verifica-se que esta apresenta um desvio padrão considerável, evidenciando que ocorre uma variação expressiva da concentração de matéria orgânica do esgoto sanitário durante o período de operação. Esta concentração de matéria orgânica está diretamente correlacionada com a presença de sólidos no afluente, sendo também constatados valores altos de sólidos no afluente. Constata-se que mesmo após o tratamento a concentração de sólidos no efluente continuou alta, sendo observado que o sistema com biomassa imobilizada em suporte inerte apresentou melhor capacidade de retenção de sólidos totais quando comparado com o sistema com biomassa granular.

Tabela 5.1. Valores médios das variáveis monitoradas durante a etapa de partida (60 dias) dos reatores ASBR e ASBBR, com intensidade de agitação igual a 60 rpm, para os três ciclos diários.

Parâmetro	Ciclo das 11 h 30min às 19h 30min			Ciclo das 19 h 30min às 03h 30min			Ciclo das 03 h 30min às 11h 30min		
	Afluente	Efluente ASBR	Efluente ASBBR	Afluente	Efluente ASBR	Efluente ASBBR	Afluente	Efluente ASBR	Efluente ASBBR
pH	7,20 ± 0,70	7,07 ± 0,26	6,80 ± 0,19	7,05 ± 0,18	7,03 ± 0,32	6,79 ± 0,27	6,96 ± 0,20	7,12 ± 0,28	6,86 ± 0,22
DQO _{Bruta} , mg L ⁻¹	590 ± 196	376 ± 133	362 ± 149	518 ± 205	413 ± 179	296 ± 95	133 ± 41	268 ± 135	183 ± 76
Efic. DQO _{Bruta} (%)		35,4	38,6		24,4	40,0		-116,0	-42,0
DQO _{Filtrada} , mg L ⁻¹	273 ± 92	115 ± 58	197 ± 111	253 ± 116	119 ± 49	191 ± 94	55 ± 28	81 ± 50	97 ± 54
Efic. DQO _{Filtrada} (%)		81,1	68,1		76,5	63,9		38,5	24,7
Alcalinidade, mgCaCO ₃ /L	120 ± 19	161 ± 30	143 ± 25	115 ± 26	159 ± 24	133 ± 39	86 ± 24	162 ± 32	127 ± 34
Ácidos Voláteis, mgHAc /L	54 ± 15	44 ± 15	72 ± 26	51 ± 15	43 ± 20	72 ± 31	21 ± 6	33 ± 12	36 ± 6
ST, mg L ⁻¹	744 ± 207	595 ± 129	561 ± 168	642 ± 152	574 ± 115	508 ± 146	400 ± 126	461 ± 119	384 ± 120
SST, mg L ⁻¹	252 ± 121	186 ± 118	142 ± 68	163 ± 67	198 ± 133	113 ± 73	91 ± 61	169 ± 141	80 ± 51
SSV, mg L ⁻¹	221 ± 114	166 ± 111	130 ± 60	145 ± 52	181 ± 124	100 ± 64	82 ± 60	160 ± 134	72 ± 45

Também é observado a grande variação da concentração de matéria orgânica no afluente de ciclo para ciclo, sendo constatado $133 \text{ mgDQO}_{\text{Bruta}}/\text{L}$ no afluente das 03h30min, valor este igual a 22,5% da concentração de matéria orgânica na forma de DQO no afluente do horário de 11h30min ($590 \text{ mgDQO}_{\text{Bruta}}/\text{L}$).

Comparando os dois reatores nos três ciclos avaliados verifica-se que o reator ASBR apresentou pior eficiência de remoção de matéria orgânica bruta quando comparado com o reator ASBBR. Porém, este comportamento se inverte quando se trata da eficiência de remoção da matéria orgânica filtrada, sendo este fato devido a maiores concentrações de sólidos suspensos evidenciado no efluente do ASBR, ocasionando maior concentração de matéria orgânica na forma de $\text{DQO}_{\text{Bruta}}$.

Comparando os três ciclos observa-se que os efluentes dos reatores nos ciclos de 11 h 30min às 19h 30min e de 19 h 30min às 03h 30min apresentaram comportamentos similares, pois o afluente em ambos os ciclos são semelhantes, tanto nas suas características físicas como nas químicas. Já os sistemas, ASBR e ASBBR, operados no horário das 03h 30min às 11 h 30 min não apresentaram remoção de matéria orgânica, pois a concentração de matéria orgânica da água residuária afluente do sistema no horário das 03h 30min é pequena. Assim, o sistema neste ciclo, ao invés de estar tratando a água residuária, está poluindo ela ainda mais.

Na Figura 5.1 é apresentada a variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) bruta do afluente e do efluente do ASBR e do ASBBR, correspondente ao ciclo de 03h 30 min às 11 h 30 min, ao longo de 60 dias de operação. Verifica-se que a concentração de matéria orgânica do afluente tende a ser sempre inferior às concentrações dos efluentes do ASBR e do ASBBR. Também se evidencia que a primeira e a segunda amostra do efluente do ASBR apresentaram valores de DQO bem superiores, sendo justificado pelo fato que nesta etapa o reator tinha acabado de iniciar a partida, momento em que o lodo menos denso flotava e ficava na parte sobrenadante do reator, ou seja, este lodo estava saindo junto com o efluente.

Comportamento similar ao discutido na Figura 5.1 é evidenciado na Figura 5.2, na qual é apresentado a variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) filtrada do afluente e do efluente do ASBR e do ASBBR, correspondente ao ciclo de 03h 30min a 11 h 30 min, ao longo de 60 dias de operação.

Figura 5.1. Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) bruta do afluente e do efluente do ASBR e do ASBBR, correspondente ao ciclo de 03h 30min às 11 h 30 min, ao longo de 60 dias de operação.

Figura 5.2. Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) filtrada do afluente e do efluente do ASBR e do ASBBR, correspondente ao ciclo de 03h 30 min às 11 h 30 min, ao longo de 60 dias de operação.

Na Figura 5.3 é apresentada a variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) bruta do afluente e do efluente do ASBR e do ASBBR, sendo que tanto o afluente como o efluente de ambos reatores foram amostrados no mesmo horário (03h30min), ou seja, comparou-se os valores de concentração de matéria orgânica que estava entrando e saindo

dos reatores no mesmo momento. Verifica-se que no horário 03h 30min o afluente tendeu a apresentar menores concentrações de matéria orgânica quando comparado às concentrações dos efluentes dos reatores no mesmo horário, mostrando que a concentração de matéria orgânica que entra nos reatores é inferior à que sai dos mesmos neste horário, pois a concentração de matéria orgânica do esgoto doméstico durante a madrugada é muito baixa.

Figura 5.3. Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) bruta do afluente e do efluente do ASBR e do ASBBR, sendo que tanto o afluente como o efluente de ambos reatores foram amostrados no horário 03h30min.

Comportamento similar é evidenciado na Figura 5.4, na qual é apresentado a variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) filtrada do afluente e do efluente do ASBR e do ASBBR, sendo que tanto o afluente como o efluente de ambos reatores foram amostrados no horário 03h30min.

Como a concentração de matéria orgânica do afluente de ambos reatores no horário 03 h 30 min tende a ser inferior à concentração de matéria orgânica do efluente do reator no mesmo horário e como o ciclo de operação de 03 h 30 min às 11 h 30 min tende a não remover matéria orgânica, pode-se constatar que este ciclo não apresenta benefícios ao sistema de tratamento empregado, sendo, portanto recomendado a sua exclusão do sistema. Assim, como recomendação, o sistema poderia ser operado por dois ciclos, sendo um de 8 horas (alimentado às 11h 30 min e descarregado às 19h 30 min) e um de 16 horas (alimentado às 19h 30min e descarregado às 11h 30min). Estes horários de alimentação

dos reatores (11h 30min e 19h 30min) são recomendados devido nestes horários ocorrerem o almoço e janta no restaurante universitário que conseqüentemente aumenta a concentração de matéria orgânica no esgoto sanitário.

Figura 5.4. Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) filtrada do afluente e do efluente do ASBR e do ASBBR, sendo que tanto o afluente como o efluente de ambos reatores foram amostrados no horário 03h30min.

5.1.1. Perda do sistema devido ao lançamento de material tóxico na rede de esgoto

Logo após transcorrido 60 dias de operação dos reator, o Laboratório de Resíduos da Química, situado no campus da USP/EESC, despejou uma sobrecarga de material tóxico (provavelmente cloreto férrico utilizado no tratamento de seus resíduos) que coincidiu com o período de alimentação de ambos os reatores. O tóxico presente no afluente desestabilizou ambos reatores (diminuiu consideravelmente a alcalinidade a bicarbonato, produção elevada de ácidos voláteis e a não remoção de matéria orgânica), sendo, portanto necessário a reinoculação do sistema. Vale ressaltar, que se tentou por um período de 30 dias observar se os reatores conseguiriam recuperar a sua estabilidade, porém foi nítida a perda de lodo no sistema e, portanto não foi possível a sua recuperação ou esta demoraria muito. Assim, ambos reatores foram reinoculados com lodo proveniente do reator UASB utilizado em tratamento de águas residuárias de esgoto sanitário da ETE – USP/EESC – São Carlos, SP.

Outros reatores existentes na Estação de Tratamento de Esgoto da USP/EESC também foram alimentados por este afluente contaminado. Porém, os danos não foram fatais para estes sistemas, pois os reatores eram de fluxo contínuo. Este ocorrido mostra uma desvantagem do sistema em batelada, pois uma vez que existe material tóxico no afluente este fica por um período de tempo maior no sistema batelada, ocasionando maiores danos quando comparado com o sistema de fluxo contínuo.

5.2. Influência da Intensidade de Agitação e Tipo de Impelidor

Após transcorrido o incidente da contaminação da água residuária os reatores foram reinoculados e permaneceram 20 dias na condição de partida, para então ser iniciado o estudo da influência da intensidade de agitação e tipo de impelidor sobre o desempenho do ASBR e ASBBR.

5.2.1. Análise do desempenho no ASBBR

Os resultados apresentados neste item são referentes as análises do monitoramento do reator anaeróbio operado em bateladas seqüências com biomassa imobilizada em espuma de poliuretano (ASBBR) no ciclo de 12h30min às 20h30min e com intensidade de agitação igual a 40 e 80 rpm.

No Quadro 5.1 são apresentados os valores médios das variáveis monitoradas durante a operação do reator ASBBR com os três impelidores avaliados associados as duas intensidades de agitação estudadas. Estes valores médios correspondem aos ensaios realizados durante 21 dias para cada condição avaliada. Verifica-se que, para todas as condições avaliadas, em média, o pH efluente não variou significativamente e, portanto, não comprometeu o desempenho do sistema. Também, observa-se que ocorreu produção de alcalinidade a bicarbonato em relação ao afluente, mostrando a estabilidade no sistema, mesmo ocorrendo uma pequena produção de ácidos no ASBBR na condição com impelidor tipo turbina de pás inclinadas.

Quadro 5.1. Valores médios (9 amostras para cada condição) das variáveis monitoradas durante a operação do ASBBR em batelada típica.

ASBBR												
Parâmetro	Impelidor Tipo Turbina de Pás Inclín. 45°				Impelidor Tipo Turbina de Pás Planas				Impelidor Hélice			
	40 rpm		80 rpm		40 rpm		80 rpm		40 rpm		80 rpm	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
pH	7,16	6,62	7,35	6,67	7,06	6,88	6,91	6,74	7,14	6,86	7,16	6,88
T (°C)	26,7	24,9	27,8	25,9	26,1	25,2	25,8	24,6	28,4	26,5	28,9	27,2
DQO _{Bruta} (mg L ⁻¹)	730	333	828	247	690	285	724	232	593	233	703	207
Efic. DQO _{Bruta} (%)	-	53,8	-	68,5	-	56,8	-	67,4	-	59,4	-	70,2
DQO _{Filtrada} (mg L ⁻¹)	380	201	385	165	290	156	304	144	309	144	322	156
Efic. DQO _{Filtrada} (%)	-	72,2	-	79,6	-	76,5	-	80,2	-	75,0	-	77,6
AB (mgCaCO ₃ L ⁻¹)	103	128	127	146	89	153	88	142	102	163	95	163
AVT (mgHAc L ⁻¹)	62,4	79,5	63,0	77,0	75,3	67,8	70,0	67,9	61,5	52,7	64,5	33,9
ST (mg L ⁻¹)	851	697	963	702	955	707	896	641	893	665	808	495
SST (mg L ⁻¹)	253	183	303	90	345	199	331	127	212	100	203	132
SSV (mg L ⁻¹)	208	137	269	75	273	186	278	113	167	87	158	105

Constata-se no Quadro 5.1 altas concentrações de sólidos no afluente e que, mesmo após o tratamento, estas concentrações continuam altas, sendo observado que o sistema na condição de impelidor hélice e intensidade de agitação igual a 80 rpm apresentou melhor eficiência de remoção de sólidos totais (38,7%) quando comparado às outras condições avaliadas.

Quanto a remoção de matéria orgânica verifica-se que em média o ASBBR apresentou melhores eficiências com intensidade de agitação 80 rpm quando comparada com a 40 rpm. O aumento de eficiência na remoção de DQO_{Bruta} com o aumento da intensidade de agitação de 40 para 80 rpm foi de 14,7% para a condição de impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45°, 10,6% para a condição de impelidor tipo turbina de pás planas e 10,8% para a condição de impelidor hélice. Assim, constata-se que o incremento da intensidade de agitação de 40 para 80 rpm proporcionou uma melhoria significativa na remoção de matéria orgânica no reator ASBBR devido a melhoria nos fluxos de transferência de massa e, portanto, aumentou a velocidade de consumo de substrato. O aumento da intensidade de agitação também melhorou a solubilização da matéria orgânica particulada, o que refletiu em aumento das velocidades globais de consumo de substrato.

Vale mencionar que no momento em que ocorreu o aumento da intensidade de agitação foi visualmente detectado no ASBBR a saída de um caldo preto das espumas, sendo que provavelmente este líquido estava em uma zona morta do reator.

Outros parâmetros analisados no sistema foram as concentrações de sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) na espuma de poliuretano do reator ASBBR, as quais estão apresentadas na Tabela 5.2. Constata-se que as concentrações de sólidos na espuma não apresentaram diferenças significativas com as mudanças de condições, mostrando que não ocorreu arraste da biomassa com o aumento da intensidade de agitação.

Nas Figuras 5.5 a 5.7 são apresentadas as variações da concentração de matéria orgânica na forma de DQO bruta ao longo do período analisado para o afluente e o efluente do reator ASBBR, bem como a eficiência de remoção nas condições de intensidade de agitação igual a 40 e 80 rpm e para as condições com impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45°, impelidor tipo turbina de pás planas e impelidor do tipo hélice, respectivamente. Conforme já descrito, verifica-se uma tendência de aumento na eficiência de remoção de matéria orgânica quando se aumenta a intensidade de agitação no ASBBR, para todos os impelidores avaliados. Também é constatado a grande variação de amostra para amostra da carga orgânica do afluente do sistema.

Tabela 5.2. Sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) na espuma de poliuretano do ASBBR.

Condição de operação	kg ST kg suporte ⁻¹	kgSTV kgsuporte ⁻¹
Turbina Inc. 45° - 40 rpm	0,598	0,452
Turbina Inc. 45° - 80 rpm	0,581	0,461
Turbina Plana - 40 rpm	0,598	0,444
Turbina Plana - 80 rpm	0,575	0,466
Hélice - 40 rpm	0,591	0,455
Hélice - 80 rpm	0,602	0,448

Figura 5.5. Concentração de matéria orgânica (em DQO bruta) para o afluyente e o efluente do reator ASBBR e eficiência de remoção nas condições de impelidor turbina de pás inclinadas 45° e com intensidades de agitação de 40 e 80 rpm.

Nas Figuras 5.8 a 5.10 são apresentadas as variações da concentração de matéria orgânica na forma de DQO filtrada ao longo do período analisado para o afluyente e o efluente do reator ASBBR, bem como a eficiência de remoção nas condições de intensidade de agitação igual a 40 e 80 rpm e para as condições com impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45°, impelidor tipo turbina de pás planas e impelidor do tipo hélice, respectivamente. Verifica-se comportamento similar ao evidenciado para a variação da concentração de matéria orgânica na forma de DQO bruta.

Figura 5.6. Concentração de matéria orgânica (em DQO bruta) para o afluente e o efluente do reator ASBBR e eficiência de remoção nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm.

Figura 5.7. Concentração de matéria orgânica (em DQO bruta) para o afluente e o efluente do reator ASBBR e eficiência de remoção nas condições de impelidor tipo hélice e intensidade de agitação de 40 e 80 rpm.

Figura 5.8. Concentração de matéria orgânica (em DQO filtrada) para o afluyente e o efluente do reator ASBBR e eficiência de remoção nas condições de impelidor turbina de pás inclinadas 45° e com intensidades de agitação de 40 e 80 rpm.

Figura 5.9. Concentração de matéria orgânica (em DQO filtrada) para o afluyente e o efluente do reator ASBBR e eficiência de remoção nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm.

Figura 5.10. Concentração de matéria orgânica (em DQO filtrada) para o afluente e o efluente do reator ASBBR e eficiência de remoção nas condições de impelidor tipo hélice e intensidade de agitação de 40 e 80 rpm.

Nas Figuras 5.11 a 5.13 são apresentadas as distribuições ao longo do período de análise da alcalinidade a bicarbonato e dos ácidos voláteis do afluente e do efluente do reator ASBBR nas condições de intensidade de agitação igual a 40 e 80 rpm e para as condições com impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45°, impelidor tipo turbina de pás planas e impelidor do tipo hélice, respectivamente. De forma geral é observado que em todas as condições avaliadas o sistema operou de forma estável, pois ocorreu produção de alcalinidade a bicarbonato e redução de ácidos voláteis. Apenas na condição com impelidor tipo turbina de pás planas 45° as concentrações de ácidos no efluente tenderam a ser superior à do afluente, porém, mesmo nesta situação ocorreu produção de alcalinidade a bicarbonato, mostrando estabilidade operacional.

5.2.1.1. Perfis Temporais no ASBBR

Nas Figuras 5.14 a 5.16 são apresentados os perfis da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado nas condições de intensidades de agitação iguais a 40 e 80 rpm e para as condições com impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45°, impelidor tipo turbina de pás planas e impelidor do tipo hélice, respectivamente.

Figura 5.11. Variação da alcalinidade à bicarbonato e ácidos voláteis afluente e efluente do reator ASBBR operado nas condições de impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45° e com intensidades de agitação de 40 e 80 rpm.

Figura 5.12. Variação da alcalinidade à bicarbonato e ácidos voláteis afluente e efluente do reator ASBBR operado com impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm.

Figura 5.13. Variação da alcalinidade à bicarbonato e ácidos voláteis afluente e efluente do reator ASBBR operado nas condições de impelidor tipo hélice e intensidade de agitação de 40 e 80 rpm.

Figura 5.14. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR nas condições de impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45° e intensidades de agitação iguais a 40 rpm (a) e 80 rpm (b).

Figura 5.15. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação iguais a 40 rpm (a) e 80 rpm (b).

Analisando as Figuras 5.14 a 5.16 constata-se que quando o sistema estava sendo operado com intensidade de agitação igual a 80 rpm o incremento da eficiência de remoção ao longo do tempo, principalmente nas duas primeira horas, foi nitidamente superior quando comparado a intensidade de agitação igual a 40 rpm. Comparando verifica-se que para a condição com impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45° na terceira hora do ciclo o sistema com 80 rpm já tinha alcançado eficiência de remoção igual a 62% enquanto no mesmo momento o sistema com 40 rpm apresentava eficiência de remoção de 47%. Comportamento similar é evidenciado para a condição do impelidor tipo turbina de pá plana, em que na terceira hora do ciclo o sistema com 80 rpm apresentava eficiência de remoção igual a 70% enquanto que na condição de 40 rpm a eficiência estava igual a 49%.

Este fato também pode ser observado no perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{Bruta}), onde é constatado visualmente uma velocidade de consumo de substrato bem superior nas condições de intensidade de agitação igual a 80 rpm quando comparado com a de 40 rpm. Tal comportamento pode ser confirmado com o ajuste cinético, conforme é

apresentado na Tabela 5.3. Observa-se que o aumento da intensidade de agitação ocasionou em maiores valores da constante cinética de primeira ordem (K_1^{app}), mostrando que o aumento da intensidade de agitação ocasionou melhoria nos fluxos de transferência de massa e, portanto, aumentou a velocidade de consumo de substrato.

Figura 5.16. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR nas condições de impelidor tipo hélice e intensidade de agitação 40 rpm (a) e 80 rpm (b).

Tabela 5.3. Parâmetros cinéticos ajustados pelo modelo cinético de primeira ordem com concentração residual de substrato aos perfis temporais monitorados.

Condição de operação	K_1^{app} (h ⁻¹)	C_{SR} (mg/L)	r^2
Turb. Inc. 45° - 40rpm	0,412	296,3	0,968
Turb. Inc. 45° - 80rpm	0,456	244,0	0,971
Turb. Plana - 40rpm	0,314	207,8	0,992
Turb. Plana - 80rpm	1,020	258,9	0,983
Hélice – 40 rpm	0,632	227,2	0,913
Hélice – 80 rpm	1,053	257,4	0,968

Também é constatado que os modelos cinéticos apresentaram um bom ajuste (coeficientes de correlação – r^2 – superior a 0,90) para todas as condições avaliadas no ASBBR, sendo também constatado que a concentração residual (C_{SR}) estimada do modelo foi próxima da obtida experimentalmente (conforme apresentado na Tabela 5.4), mostrando, novamente o bom ajuste do modelo.

Tabela 5.4. Concentração residual de substrato experimental (C_{SR-exp}) e obtido pelo modelo cinético (C_{SR-mod}), bem como o erro relativo (ER).

Condição de operação	C_{SR-exp} (mg/L)	C_{SR-mod} (mg/L)	ER (%)
Turb. Inc. 45° - 40rpm	305,4	296,3	3,0
Turb. Inc. 45° - 80rpm	271,5	244,0	10,1
Turb. Plana - 40rpm	248,2	207,8	16,2
Turb. Plana - 80rpm	248,6	258,9	4,1
Hélice – 40 rpm	209,2	227,2	8,6
Hélice – 80 rpm	251,3	257,4	2,4

Vela (2006) avaliou reator anaeróbio ($1,2\text{ m}^3$), operado em batelada seqüencial, com agitação mecânica para tratamento de esgoto sanitário (mesmo utilizado no presente trabalho), sendo que reator continha biomassa imobilizada em espuma de poliuretano (ASBBR). O ajuste cinético apresentou constante cinética de primeira ordem (K_1^{app}) igual a $0,467\text{ h}^{-1}$ para o ASBBR quando aplicado com intensidade de agitação igual a 50 rpm. Repare que o valor obtido por Vela (2006) se aproxima dos obtidos para a condição de intensidade de agitação igual a 40 rpm.

Cavalhero (2006), em trabalho realizado para a mesma água residuária do presente trabalho, porém com reator ASBBR em escala de bancada (10 L) obteve os parâmetros concentração residual (C_{SR}) igual a 165,34 mg/L e constante cinética de primeira ordem (K_1^{app}) igual a $1,32\text{ h}^{-1}$, ou seja, o sistema em bancada apresentou uma tendência de taxa de consumo de substrato superior ao da escala piloto, pois a constante K_1^{app} foi superior e o parâmetro C_{SR} foi menor ao obtido no presente trabalho. Já Garcia (2006), também utilizando ASBBR em escala de bancada e água residuária esgoto sanitário, obteve o coeficiente cinético aparente de primeira ordem para degradação da matéria orgânica total de $0,52\text{ h}^{-1}$ (intensidade de agitação igual a 300rpm).

Nas Figuras 5.17 a 5.19 são apresentados os perfis da concentração de ácidos voláteis por cromatografia ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR nas condições

de intensidades de agitação iguais a 40 e 80 rpm e para as condições com impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45°, impelidor tipo turbina de pás planas e impelidor do tipo hélice, respectivamente. Observa-se que apenas os ácidos acético e propiônico foram diagnosticado na amostra, sendo constatado que o ácido acético apresentou maiores concentrações e que este tende a aumentar até aproximadamente 50% do ciclo e declinar após este período.

5.2.1.2. Influência do Tipo de Impelidor no ASBBR

Conforme descrito no item 5.2.1 a intensidade de agitação igual a 80 rpm proporcionou melhor desempenho no reator ASBBR quando comparado com a intensidade de agitação igual a 40 rpm. Assim, a análise da influência do tipo de impelidor no desempenho do reator ASBBR será baseada nos dados que apresentaram melhores desempenho no sistema, ou seja, com intensidade de agitação igual a 80 rpm.

Ressalta-se que a avaliação da influência do tipo de impelidor fica prejudicada pelo fato das características do afluente variarem de ciclo para ciclo. Assim, quando um tipo de impelidor foi substituído por outro, não só esta condição foi modificada, pois a água residuária afluente também apresentou características físicas e químicas diferentes.

Na Tabela 5.5 é apresentado alguns parâmetros escolhidos para auxiliar na análise da influência do tipo de impelidor no desempenho do ASBBR para as condições de intensidade de agitação igual a 80 rpm. O parâmetro produção de alcalinidade a bicarbonato representa a diferença da alcalinidade do efluente em relação ao afluente, sendo seguido o mesmo raciocínio para o parâmetro produção de ácidos voláteis. Assim, caso o parâmetro produção de ácidos voláteis for igual a 0 (zero) significa que o efluente apresentou concentração de ácidos voláteis inferior à do afluente.

Observa-se na Tabela 5.5 que as eficiências de remoção de matéria orgânica, tanto na forma de DQO bruta como na filtrada, não apresentaram diferenças significativas com a mudança do tipo de impelidor. Porém, a eficiência de remoção de sólidos totais foi superior na condição com impelidor do tipo hélice (38,7%), seguida dos impelidores do tipo turbina de pá plana (28,4%) e pá inclinada (27,1%).

Quanto a alcalinidade observa-se que ocorreu produção de alcalinidade a bicarbonato no sistema nas três condições avaliadas, sendo evidenciado que a maior produção ocorreu na condição operada com impelidor hélice. Já para a produção de ácidos voláteis somente a condição operada com impelidor do tipo turbina de pá inclinada

Figura 5.17. Perfil da concentração de ácidos voláteis por cromatografia ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR nas condições de impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45° e intensidades de agitação iguais a 40 rpm (a) e 80 rpm (b).

Figura 5.18. Perfil da concentração de ácidos voláteis por cromatografia ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação iguais a 40 rpm (a) e 80 rpm (b).

Figura 5.19. Perfil da concentração de ácidos voláteis por cromatografia ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR nas condições de impelidor tipo hélice e intensidades de agitação iguais a 40 rpm (a) e 80 rpm (b).

apresentou ganho de concentração de ácidos voláteis no efluente em relação ao afluente, porém esta produção de ácidos é considerada pequena. Assim, pode-se concluir que para as três condições analisadas ocorreu estabilidade do sistema.

Tabela 5.5. Parâmetros obtidos nas análises do ASBBR com intensidade de agitação igual a 80 rpm.

Parâmetro	Impelidor		
	Turbina de Pá Inclinada	Turbina de Pá Plana	Hélice
Efic. DQO _{Bruta} (%)	68,5	67,4	70,2
Efic. DQO _{Filtrada} (%) ¹	79,6	80,2	77,6
Produção de Alcalinidade, mgCaCO ₃ L ⁻¹	18,9	54,3	68,1
Produção de Ácidos Voláteis, mgHAc L ⁻¹	14,0	0	0
Efic. ST (%)	27,1	28,4	38,7
K ₁ ^{app} (h ⁻¹)	0,456	1,020	1,053

Na análise da constante cinética (K_1^{app}) verifica-se que os impelidores do tipo hélice e turbina de pás planas apresentaram valores de K_1^{app} superiores ao evidenciado para a condição com impelidor do tipo turbina de pá inclinada, mostrando que o impelidor do tipo turbina de pá inclinada não apresentou boas condições de fluxo de transferência de massa quando comparado com os outros tipos de impelidores. Porém, estes resultados não indicaram tendência em relação ao fluxo de escoamento, pois os impelidores que possuem fluxo axial (hélice e turbina de pá inclinada) apresentaram comportamento oposto. Já os impelidores que apresentam fluxos de escoamento diferentes (hélice e turbina de pá plana), sendo um de fluxo axial e o outro radial, apresentaram comportamentos cinéticos semelhantes.

Portanto, a partir dos dados apresentados na Tabela 5.5 evidencia-se que o impelidor do tipo hélice apresentou algumas vantagens em relação aos outros impelidores quando operados no ASBBR, tais como: melhor eficiência de remoção de sólidos, maior valor da constante cinética de primeira ordem (melhor fluxo de transferência de massa e consequentemente maior consumo de substrato); e maior produção de alcalinidade, ou seja, maior estabilidade para o sistema. Este fato pode ser justificado pelo fato do impelidor tipo hélice promover escoamento axial no sistema.

5.2.1.3. Análise do desempenho no ASBBR – Draft Tube

Após avaliar as seis condições experimentais, chegou-se a conclusão de que a combinação que apresentou melhor desempenho no sistema ASBBR foi a intensidade de agitação igual a 80 rpm e impelidor do tipo hélice. Assim, como o aumento da intensidade de agitação de 40 para 80 rpm proporcionou uma melhora significativa no desempenho do sistema decidiu-se realizar análise com intensidade de agitação superior a 80 rpm para verificar o comportamento do ASBBR. Logo, optou-se por estudar o ASBBR nas seguintes condições: intensidade de agitação igual a 120 rpm e impelidor do tipo hélice, sendo também inserido na configuração do reator o sistema draft tube.

Na Tabela 5.6 são apresentados os valores médios das variáveis monitoradas durante a operação do reator ASBBR nas condições de batelada comum e draft tube, com impelidor tipo hélice e intensidades de agitação iguais a 80 e 120 rpm. Verifica-se que, para todas as condições, inclusive para a intensidade de agitação igual a 120 rpm, em média, o pH efluente não variou significativamente e, portanto, não comprometeu o desempenho do sistema. Também, observa-se que ocorreu produção de alcalinidade a bicarbonato em relação ao afluente, e redução da concentração de ácidos, mostrando a estabilidade no sistema em todas as condições estudadas.

Quanto as concentrações de sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) na espuma de poliuretano do reator ASBBR na condição batelada comum e intensidade de agitação igual a 120 rpm foi constatado $0,576 \text{ kg ST kg suporte}^{-1}$ e $0,411 \text{ kgSTV kgsuporte}^{-1}$, mostrando que não ocorreu arraste da biomassa com o aumento da intensidade de agitação, pois estes valores estão próximos aos obtidos nas outras condições avaliadas (Tabela 5.2). Este comportamento foi oposto ao evidenciado por Vela (2006), onde foi constatado arraste da biomassa quando o sistema ASBBR (configuração similar ao utilizado neste trabalho) passou a ser operado com intensidade de agitação igual a 100 rpm.

Comparando o sistema quando operado em batelada comum e batelada com draft tube com a mesma intensidade de agitação (80 rpm) constata-se que o incremento do draft tube não melhorou a eficiência de remoção de matéria orgânica, sendo este fato justificado pelo incremento da perda de carga no sistema com a colocação do draft-tube, dificultando a homogeneização do líquido em todo o reator. Porém, quando a intensidade de agitação é aumentada para 120 rpm, constata-se uma pequena melhora na eficiência de remoção de

Tabela 5.6. Valores médios (9 amostras) das variáveis monitoradas durante a operação do reator ASBBR nas seguintes condições: batelada típica (80rpm), batelada típica com draft tube (80rpm) e batelada típica com draft tube (120 rpm).

ASBBR								
Parâmetro	Batelada Típica (80 rpm)		Batelada Típica (120 rpm)		Draft tube (80rpm)		Draft tube (120rpm)	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
pH	7,16 ± 0,08	6,88 ± 0,05	7,01 ± 0,15	6,89 ± 0,19	7,25 ± 0,09	7,03 ± 0,09	7,07 ± 0,17	6,94 ± 0,08
T (°C)	24,3 ± 1,1	23,4 ± 1,9	25,2 ± 1,4	24,4 ± 1,3	27,2 ± 1,4	26,4 ± 1,3	29,3 ± 1,60	28,4 ± 1,06
DQO _{Bruta} , mg L ⁻¹	703 ± 97	207 ± 13	715 ± 161	184 ± 104	815 ± 183	339 ± 104	794 ± 16	214 ± 34
Efic. DQO _{Bruta} (%)	-	70,2	-	73,9	-	56,3	-	74,5
DQO _{Filtrada} , mg L ⁻¹	322 ± 23	156 ± 22	352 ± 119	141 ± 91	361 ± 108	205 ± 87	396 ± 93	155 ± 29
Efic. DQO _{Filtrada} (%)	-	77,6	-	80,5	-	71,0	-	81,2
Alcalinidade, mgCaCO ₃ L ⁻¹	95,3 ± 9,0	163,4 ± 10,1	154,6 ± 7,1	205,1 ± 18,1	174,6 ± 9,2	185,1 ± 8,1	161,2 ± 18,3	210,4 ± 18,1
Ácidos Voláteis, mgHAc L ⁻¹	64,5 ± 5,1	33,9 ± 7,7	59,2 ± 8,3	34,3 ± 17,0	51,6 ± 9,3	36,1 ± 19,0	59,3 ± 7,7	33,5 ± 8,9
ST, mg L ⁻¹	808 ± 54	495 ± 56	793 ± 352	394 ± 191	654 ± 252	324 ± 212	898 ± 134	598 ± 151
SST, mg L ⁻¹	203 ± 31	132 ± 21	257 ± 132	108 ± 81	355 ± 145	114 ± 85	395 ± 104	301 ± 51
SSV, mg L ⁻¹	158 ± 29	105 ± 21	194 ± 94	91 ± 36	274 ± 101	101 ± 54	245 ± 88	198 ± 47

matéria orgânica na forma de DQO em virtude de uma maior homogeneização do líquido no reator. Ressalta-se que como o cesto de retenção da biomassa está próximo do impelidor e como as espumas ocupam o espaço todo do cesto, considera-se que este vão no centro do cesto se assemelha a um draft tube, pois o caminho preferencial do líquido será ir para o fundo do reator devido a grande barreira encontrada nas espumas.

Quanto a remoção de matéria orgânica, verifica-se que o aumento da intensidade de agitação de 80 para 120 rpm, tanto na batelada comum como no draft tube, melhorou a eficiência de remoção de matéria orgânica na forma de DQO_{Bruta} , porém este incremento não foi muito significativo. Assim, conclui-se que o aumento do custo de energia para passar da intensidade de agitação de 80 para 120 rpm não é justificado pelo pequeno aumento da eficiência de remoção.

Nas Figuras 5.20 e 5.21 são apresentados os perfis da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado nas condições de intensidades de agitação iguais a 80 e 120 rpm com e sem o sistema Draft Tube, respectivamente.

Figura 5.20. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR nas condições de impelidor tipo hélice e intensidade de agitação 80 rpm (a) e 120 rpm (b).

Figura 5.21. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR com Draft Tube nas condições de impelidor tipo hélice e intensidade de agitação 80 rpm (a) e 120 rpm (b).

Na Tabela 5.7 é apresentado os parâmetros do modelo cinético ajustado aos perfis temporais de concentração de matéria orgânica (DQO_{Bruta}) nas condições de intensidades de agitação 80 e 120 rpm com e sem o sistema Draft Tube. Observe que o aumento da intensidade de agitação melhorou os fluxos de transferência de massa, ou seja, aumentou a velocidade de consumo de substrato, pois o parâmetro cinético K_1^{app} aumentou com o aumento da intensidade de agitação. Este comportamento está evidenciado na forma de gráficos apresentado nos perfis temporais (Figuras 5.20 e 5.21).

Tabela 5.7. Parâmetros cinéticos ajustados pelo modelo cinético de primeira ordem com concentração residual de substrato aos perfis temporais monitorados.

Condição de operação	$K_1^{app} (h^{-1})$	$C_{SR} (mg/L)$	r^2
Hélice – 80 rpm	1,053	257,4	0,968
Hélice – 120 rpm	1,147	249,6	0,986
Hélice – 80 rpm (Draft Tube)	0,983	382,0	0,978
Hélice – 120 rpm (Draft Tube)	1,156	236,5	0,989

Observe nos perfis temporais que o aumento da intensidade de agitação de 80 para 120 rpm no sistema Draft Tube proporcionou uma melhora significativa no desempenho do tratamento, pois com três horas de ciclo a eficiência do tratamento no sistema com intensidade de agitação igual a 120 rpm já atingido 68%, enquanto que no mesmo momento o sistema com intensidade de agitação igual a 80 rpm a eficiência estava igual a 53%.

Comparando os sistemas, batelada típica com intensidade de agitação igual a 120 rpm, com e sem Draft Tube, constata-se que não houve diferença estatística considerável, sendo, portanto, concluído que o Draft Tube não trouxe melhoria no desempenho do sistema para estas intensidades de agitação avaliadas. Já, conforme já descrito, comparando o sistema sem Draft Tube com intensidade de agitação de 80 e 120 rpm, conclui-se que aumento do custo de energia para passar da intensidade de agitação de 80 para 120 rpm não é justificado pelo pequeno aumento da eficiência de remoção.

5.2.2. Análise do desempenho no ASBR

Neste item será apresentado as variáveis monitoradas no reator anaeróbio operado em bateladas seqüências com biomassa granular (ASBR), durante o ciclo das 12h 30min às 20h 30min, e com intensidades de agitação iguais a 40 e 80 rpm.

No Quadro 5.2 são apresentados os valores médios das variáveis monitoradas durante a operação do reator ASBR com os três impelidores avaliados associados as duas intensidades de agitação estudadas. Estes valores médios correspondem aos ensaios realizados durante 21 dias para cada condição avaliada. Verifica-se que, na primeira condição de intensidade de agitação igual a 80 rpm (impelidor tipo turbina de pás planas) o valor médio do pH do efluente apresentou uma pequena queda, devido a redução da alcalinidade a bicarbonato em relação ao afluente e o aumento da concentração de ácidos voláteis, mostrando uma desestabilização do sistema, proporcionada por um aumento da intensidade de agitação de 40 para 80 rpm.

Ainda na condição com impelidor tipo turbina de pás planas, porém com intensidade de agitação igual a 40 rpm, verifica-se que o sistema apresentou produção de alcalinidade e redução da concentração de ácidos, o que mostra que o reator ASBR estava operando de forma estável. Quanto a eficiência de remoção também evidencia-se um valor

Quadro 5.2. Valores médios (9 amostras para cada condição) das variáveis monitoradas durante a operação do ASBR em batelada típica.

ASBR												
Parâmetro	Impelidor Tipo Turbina de Pás Planas				Impelidor Hélice				Impelidor Tipo Turbina de Pás Inclín. 45°			
	40 rpm		80 rpm		40 rpm		80 rpm		40 rpm		80 rpm	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
pH	7,16	6,77	7,35	6,49	7,06	6,61	6,91	6,71	7,14	6,79	7,16	6,84
T (°C)	26,7	25,2	27,8	25,4	26,1	25,6	25,8	24,9	28,4	27,1	28,9	27,6
DQO _{Bruta} (mg L ⁻¹)	730	221	829	345	690	336	724	347	593	323	703	400
Efic. DQO _{Bruta} (%)	-	69,0	-	57,1	-	49,7	-	51,5	-	44,5	-	42,6
DQO _{Filtrada} (mg L ⁻¹)	380	143	385	214	290	214	304	184	310	192	322	225
Efic. DQO _{Filtrada} (%)	-	80,1	-	73,6	-	67,9	-	74,6	-	66,5	-	67,7
AB (mgCaCO ₃ L ⁻¹)	103	128	127	92	89	104	88	118	102	127	95	105
AVT (mgHAc L ⁻¹)	62,4	58,7	63,0	108,7	75,3	104,9	70,0	88,5	61,5	77,7	64,5	83,4
ST (mg L ⁻¹)	852	596	964	706	955	630	896	588	893	757	808	667
SST (mg L ⁻¹)	253	128	303	147	345	155	331	252	212	166	203	165
SSV (mg L ⁻¹)	207	104	269	126	273	145	278	228	167	131	158	129

considerado bom (comparado ao máximo alcançado no ASBBR) e que após o aumento da intensidade de agitação esta eficiência de remoção caiu consideravelmente.

Assim, comparando o sistema quando operado com impelidor tipo turbina de pás planas e submetido a diferentes intensidades de agitação constata-se que quando ocorre o incremento da intensidade de agitação de 40 para 80 rpm o reator ASBR tende a certa desestabilização, pois o pH do seu sistema diminuiu, ocorreu redução da alcalinidade à bicarbonato em relação ao afluente, ocorreu produção de ácidos voláteis e ocorreu redução de remoção de matéria orgânica. Este fato ocorreu, provavelmente, por causa da ruptura dos grânulos provocada pela maior agitação.

Ressalta-se que a operação na condição de intensidade de 40 rpm e impelidor do tipo hélice foi realizada logo após a operação na condição com impelidor tipo turbina de pás planas e com intensidade de agitação igual a 80 rpm, a qual ocasionou uma desestabilização no sistema. Porém, ressalta-se que nesta condição (hélice e 40rpm) voltou a ocorrer produção de alcalinidade a bicarbonato em relação ao afluente, fato este favorável ao equilíbrio do sistema. No entanto, ocorreu considerável produção de ácidos voláteis e a eficiência do sistema ficou significativamente inferior ao obtido na primeira condição experimental.

Uma análise visual da parte superior do sistema durante a etapa para a condição impelidor tipo hélice e com intensidade de agitação igual a 40 rpm mostra a formação de uma camada espessa de material sólido na parte superior do reator. Esta camada surgiu após o término da condição anterior a esta, ou seja, após a ruptura dos grânulos e como a nova condição utilizava baixa rotação, os grânulos destruídos flotaram formando uma camada na parte superior do reator. Na Figura 5.22 é apresentado fotografia da camada espessa formada na parte superior do reator ASBR devido a ruptura dos grânulos ocorrida com o aumento da intensidade de agitação na condição experimental para 80 rpm.

Analisando a condição experimental subsequente, ou seja, impelidor tipo hélice e intensidade de agitação igual a 80rpm, verifica-se que em média ocorreu produção de alcalinidade a bicarbonato em relação ao afluente, fato este favorável ao equilíbrio do sistema. Quanto a produção de ácidos voláteis observa-se que houve produção, porém menor que na condição com intensidade de agitação igual a 40 rpm e impelidor tipo hélice, mostrando que o sistema está tendendo a uma recuperação.

Figura 5.22. Camada espessa formada na parte superior do ASBR devido a ruptura dos grânulos ocorrida com o aumento da intensidade de agitação.

Comparando as condições de intensidades de agitação iguais a 40 e 80 rpm para o impelidor tipo hélice, constata-se que com o aumento da intensidade de agitação ocorreu melhoria na eficiência de remoção de matéria orgânica, sendo evidenciadas eficiências para a condição de 80 rpm de 51,5% para a DQO_{Bruta} e 74,6% para a $DQO_{Filtrada}$. O fator que pode ter contribuído neste ganho de eficiência é que com o aumento da intensidade de agitação a camada espessa formada na parte superior do reator foi desfeita com a força de arraste provocada pela agitação e estes microrganismos presentes nesta camada voltaram a interagir com o sistema.

Já para as duas últimas condições avaliadas (impelidor do tipo turbina de pás inclinadas 45°) constata-se que em média ocorreu produção de alcalinidade a bicarbonato em relação ao afluente, porém o sistema continuou apresentando um aumento na concentração de ácidos voláteis. Comparando as condições de intensidades de agitação iguais a 40 e 80 rpm, constata-se que com o aumento da intensidade de agitação não proporcionou diferenças significativas na eficiência de remoção de matéria orgânica. Porém, com o aumento da intensidade de agitação para 80 rpm ocorreu, em média, menor produção de alcalinidade e maior produção de ácidos voláteis. Assim, o aumento da intensidade de agitação de 40 para 80 rpm na condição de impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45° tendeu a desestabilizar o sistema.

Outros parâmetros analisados no sistema ASBR foram as concentrações de sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) na massa de lodo do reator ASBR no final das condições com intensidades de agitação iguais a 40 e 80 rpm, as quais estão apresentadas na Tabela 5.8. Constata-se que o aumento da intensidade de agitação de 40 para 80 rpm foi excessiva para o ASBR, causando ruptura dos grânulos e resultando perda de biomassa do sistema.

Tabela 5.8. Sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) na massa de lodo do ASBR.

Condição de operação	g ST L⁻¹	g STV L⁻¹
Turbina Plana - 40 rpm	12,6	9,8
Turbina Plana - 80 rpm	10,1	7,9
Hélice - 40 rpm	10,4	7,8
Hélice - 80 rpm	10,2	8,2
Turbina Inc. 45° - 40 rpm	9,8	8,0
Turbina Inc. 45° - 80 rpm	8,9	7,3

Nas Figuras 5.23 a 5.25 são apresentadas as variações da concentração de matéria orgânica na forma de DQO bruta ao longo do período analisado para o afluente e o efluente do reator ASBR, bem como a eficiência de remoção nas condições de intensidade de agitação igual a 40 e 80 rpm e para as condições com impelidor tipo turbina de pás planas, impelidor do tipo hélice e impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45°, respectivamente. Conforme já descrito, novamente verifica-se uma tendência de perda de eficiência na remoção de matéria orgânica quando foi aumentada a intensidade de agitação no ASBR.

Nas Figuras 5.26 a 5.28 são apresentadas as variações da concentração de matéria orgânica na forma de DQO filtrada ao longo do período analisado para o afluente e o efluente do reator ASBR, bem como a eficiência de remoção nas condições de intensidade de agitação igual a 40 e 80 rpm e para as condições com impelidor tipo turbina de pás planas, impelidor do tipo hélice e impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45°, respectivamente. Verifica-se comportamento similar ao evidenciado para a variação da concentração de matéria orgânica na forma de DQO bruta.

Nas Figuras 5.29 a 5.31 são apresentadas as distribuições ao longo do período de análise da alcalinidade a bicarbonato e dos ácidos voláteis do afluente e do efluente do reator ASBR nas condições de intensidade de agitação igual a 40 e 80 rpm e para as condições com impelidor tipo turbina de pás planas, impelidor do tipo hélice e impelidor

tipo turbina de pás inclinadas 45°, respectivamente. Verifica-se que após o aumento da intensidade de agitação a alcalinidade do sistema decresce e os ácidos aumentam, mostrando uma certa desestabilidade no sistema, provavelmente por causa da ruptura dos grânulos provocada pela maior agitação.

Figura 5.23. Concentração de matéria orgânica (em DQO bruta) para o afluente e o efluente do reator ASBR e eficiência de remoção nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm.

Figura 5.24. Concentração de matéria orgânica (em DQO bruta) para o afluente e o efluente do reator ASBR e eficiência de remoção nas condições com impelidor tipo hélice e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm.

Figura 5.25. Concentração de matéria orgânica (em DQO bruta) para o afluyente e o efluente do reator ASBR e eficiência de remoção nas condições com impelidor tipo turbina de pá inclinada 45° e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm.

Figura 5.26. Concentração de matéria orgânica (em DQO filtrada) para o afluyente e o efluente do reator ASBR e eficiência de remoção nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm.

Figura 5.27. Concentração de matéria orgânica (em DQO filtrada) para o afluente e o efluente do reator ASBR e eficiência de remoção nas condições com impelidor tipo hélice e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm.

Figura 5.28. Concentração de matéria orgânica (em DQO filtrada) para o afluente e o efluente do reator ASBR e eficiência de remoção nas condições com impelidor tipo turbina de pá inclinada 45° e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm.

Figura 5.29. Variação da alcalinidade à bicarbonato e ácidos voláteis afluente e efluente do reator ASBR operado nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm.

Figura 5.30. Variação da alcalinidade à bicarbonato e ácidos voláteis afluente e efluente do reator ASBR operado nas condições com impelidor tipo hélice e intensidades de agitação iguais a 40 e 80 rpm..

Figura 5.31. Variação da alcalinidade à bicarbonato e ácidos voláteis afluente e efluente do reator ASBR operado nas condições com impelidor tipo turbina de pá inclinada 45° e intensidades de agitação de 40 e 80 rpm.

5.2.2.1. Perfis Temporais no ASBR

Nas Figuras 5.32 a 5.34 são apresentados os perfis da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBR operado nas condições de intensidades de agitação iguais a 40 e 80 rpm e para as condições com impelidor tipo turbina de pás planas, impelidor do tipo hélice e impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45°, respectivamente.

Verifica-se na Figura 5.32, que quando o sistema estava sendo operado com intensidade de agitação igual a 40 rpm, com três horas de ciclo a eficiência de remoção de matéria orgânica era igual a 55%, enquanto que para o mesmo tempo na condição de intensidade de agitação igual a 80 rpm a eficiência era igual a 39%. Este comportamento novamente mostra que a eficiência de remoção da matéria orgânica no ASBR diminuiu com o aumento da intensidade de agitação, devido a ruptura dos grânulos.

Porém, tal comportamento não foi evidenciado na condição do impelidor tipo hélice, sendo observado justamente o oposto, ou seja, o aumento da intensidade de agitação proporcionou melhoria na eficiência de remoção de matéria orgânica. Novamente conforme descrito anteriormente, a justificativa para este fato é que com o aumento da intensidade de agitação a camada espessa formada na parte superior do reator foi desfeita com a força de arraste provocada pela agitação e estes microrganismos presentes nesta camada voltaram a interagir com o sistema. Tal comportamento pode ser confirmado com

o ajuste cinético, conforme é apresentado na Tabela 5.9. Verifica-se que, na condição com impelidor tipo turbina de pás planas, o aumento da intensidade de agitação ocasionou redução da constante cinética K_1^{app} , devido a ruptura dos grânulos provocada pela maior agitação. Já para a condição com impelidor tipo hélice, o comportamento foi oposto, devido o aumento da intensidade de agitação ter recolocado os microrganismos presentes na camada espessa novamente no sistema.

Figura 5.32. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação 40 rpm (a) e 80 rpm (b).

Tabela 5.9. Parâmetros cinéticos ajustados pelo modelo cinético de primeira ordem com concentração residual de substrato aos perfis temporais monitorados.

Condição de operação	$K_1^{app} (h^{-1})$	$C_{SR} (mg/L)$	r^2
Turb. Plana - 40rpm	1,091	316,9	0,921
Turb. Plana - 80rpm	0,686	370,2	0,947
Hélice – 40 rpm	0,841	337,4	0,948
Hélice – 80 rpm	1,143	351,1	0,978
Turb. Inc. 45° - 40rpm	0,240	428,4	0,692
Turb. Inc. 45° - 80rpm	0,137	471,4	0,801

Figura 5.33. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições com impelidor tipo hélice e intensidades de agitação 40 rpm (a) e 80 rpm (b).

Também é constatado que os modelos cinéticos apresentaram um bom ajuste (coeficientes de correlação – r^2 – superior a 0,92), exceto para a condição com impelidor tipo turbina de pás inclinadas em que não foi possível realizar um bom ajuste cinético. Também é constatado que a concentração residual (C_{SR}) estimada do modelo foi próxima da obtida experimentalmente (conforme apresentado na Tabela 5.10), mostrando, novamente o bom ajuste do modelo.

Vela (2006) avaliou reator anaeróbico (1,2 m³), operado em batelada seqüencial, com agitação mecânica para tratamento de esgoto sanitário (mesmo utilizado no presente trabalho), sendo operado com biomassa suspensa (ASBR), portanto sem utilização de suporte inerte. O ajuste cinético apresentou constante cinética de primeira ordem (K_1^{app}) igual a 0,8132 h⁻¹ para o ASBR quando aplicado com intensidade de agitação igual a 25 rpm e 1,235 h⁻¹ quando aplicado com intensidade de agitação igual a 5 rpm. Verifica-se que a menor intensidade de agitação proporcionou uma constante cinética de primeira

Figura 5.34. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições com impelidor do tipo turbina de pá inclinada 45° e intensidades de agitação 40 rpm (a) e 80 rpm (b).

Tabela 5.10. Concentração residual de substrato experimental (C_{SR-exp}) e obtido pelo modelo cinético (C_{SR-mod}), bem como o erro relativo (ER).

Condição de operação	C_{SR-exp} (mg/L)	C_{SR-mod} (mg/L)	ER (%)
Turb. Plana - 40rpm	298,4	316,9	6,2
Turb. Plana - 80rpm	333,4	370,2	11,0
Hélice – 40 rpm	315,2	337,4	7,0
Hélice – 80 rpm	324,3	351,1	8,2
Turb. Inc. 45° - 40rpm	442,4	428,4	3,2
Turb. Inc. 45° - 80rpm	491,3	471,4	4,1

ordem maior. Porém, tem-se que considerar que o sistema quando foi operado com intensidade de agitação de 25rpm a água residuária afluenta possuía uma carga orgânica muito baixa quando comparada com a carga orgânica do afluenta do sistema quando

operado com intensidade de agitação igual a 5 rpm. Este fato é novamente enfatizado pela concentração residual das duas condições, sendo para a condição de 5 rpm o valor da C_{SR} foi igual a 225 mg/L e da condição de 25rpm o valor da C_{SR} foi igual a 115 mg/L.

Michelam (2006), operando ASBR em escala de bancada com impelidor pá plana com seis lâminas, obteve constante cinética (K_I^{app}) igual a $0,51 \text{ h}^{-1}$ para condição de intensidade de agitação de 50 rpm e $0,52 \text{ h}^{-1}$ para condição de intensidade de agitação de 75 rpm. Verifica-se que a constante K_I^{app} obtida no presente trabalho (impelidor tipo turbina de pás planas e intensidade de agitação igual a 40rpm) apresentou um valor superior ao encontrado por Michelam (2006), constatando que para estas condições o sistema tendeu a apresentar uma maior taxa de consumo de substrato.

Nas Figuras 5.35 a 5.37 são apresentados os perfis da concentração de ácidos voláteis por cromatografia ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições de intensidades de agitação iguais a 40 e 80 rpm e para as condições com impelidor tipo turbina de pás planas, impelidor do tipo hélice e impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45° , respectivamente. Observa-se que, conforme evidenciado para o ASBBR, apenas os ácidos acético e propiônico foram diagnosticado na amostra, sendo constatado que o ácido acético apresentou maiores concentrações e que este tende a aumentar até aproximadamente 50% do ciclo e declinar após este período.

Figura 5.35. Perfil da concentração de ácidos voláteis por cromatografia ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação iguais a 40 rpm (a) e 80 rpm (b).

Figura 5.36. Perfil da concentração de ácidos voláteis por cromatografia ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições de impelidor tipo hélice e intensidades de agitação iguais a 40 rpm (a) e 80 rpm (b).

Figura 5.37. Perfil da concentração de ácidos voláteis por cromatografia ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições de impelidor tipo turbina de pás inclinadas 45° e intensidades de agitação iguais a 40 rpm (a) e 80 rpm (b).

5.2.2.2. Influência do Tipo de Impelidor no ASBR

Os resultados apresentados neste item são referentes as análise do monitoramento do reator anaeróbio operado em bateladas seqüências com biomassa granular (ASBR).

Muitos dos dados que serão discutidos neste item já foram apresentados no item 5.2.2 (Análise do desempenho no ASBR).

A análise da influência do tipo do impelidor no desempenho do ASBR ficou prejudicada pela destruição dos grânulos ocasionada pelo aumento da intensidade de agitação logo no início da operação do reator (42 dias). Porém, pode-se concluir que os impelidores do tipo turbina tanto de pá plana como de pá inclinada, quando submetidos a

rotação de 80 rpm causam ruptura dos grânulos. Já o impelidor tipo hélice não demonstrou que rompe os grânulos com o aumento da intensidade de agitação, pois no momento em que a agitação aumenta as análises para este impelidor mostraram favorável ao desempenho do sistema. Porém, não se pode ser conclusivo pois quando iniciou-se operar o reator com o impelidor do tipo hélice os grânulos já haviam sido destruídos.

Comparando os ensaios cinéticos para intensidade de agitação igual a 40 rpm é observado que a constante cinética aparente de primeira ordem (K_1^{app}) que representa a taxa de decremento da matéria orgânica ao longo do ciclo foi maior no impelidor tipo turbina de pás planas ($1,091 \text{ h}^{-1}$) quando comparado com os impelidores hélice ($0,841 \text{ h}^{-1}$) e turbina de pás inclinadas 45° ($0,240 \text{ h}^{-1}$). Estes resultados novamente são em virtude dos grânulos terem sido rompidos após ter aumentado a intensidade de agitação para 80 rpm na primeira condição de impelidor avaliada.

Em uma análise visual, verifica-se que o impelidor tipo hélice quando operado com rotação 40 rpm não proporciona uma boa homogeneização do líquido. Enquanto que os impelidores do tipo turbina, tanto de pás planas como de pás inclinadas proporcionam uma boa mistura no sistema quando submetido a rotação de 40 rpm.

5.2.2.3. Análise do desempenho no ASBR – Intensidade de Agitação igual a 20 rpm

Após avaliar as seis condições experimentais no ASBR, chegou-se a conclusão de que a combinação que apresentou melhor desempenho no sistema ASBR foi a intensidade de agitação igual a 40 rpm e impelidor do tipo turbina de pás planas. Assim, como o aumento da intensidade de agitação de 40 para 80 rpm proporcionou uma piora significativa no desempenho do sistema decidiu-se realizar análise com intensidade de agitação inferior a 40 rpm para verificar o comportamento do ASBR. Logo, optou-se por estudar o ASBR nas seguintes condições: intensidade de agitação igual a 20 rpm e impelidor do tipo turbina de pás planas.

Na Tabela 5.11 são apresentados os valores médios das variáveis monitoradas durante a operação do ASBR nas seguintes estratégias de alimentação: batelada típica com intensidade de agitação igual a 40 rpm e batelada típica com intensidade de agitação igual a 20rpm. Verifica-se que mesmo diminuindo a intensidade de agitação o pH efluente não variou significativamente e, portanto, não comprometeu o desempenho do sistema. Também, observa-se que ocorreu produção de alcalinidade a bicarbonato em relação ao afluente, e redução da concentração de ácidos, mostrando a estabilidade no sistema.

Tabela 5.11. Valores médios (9 amostras) das variáveis monitoradas durante a operação do ASBR nas seguintes condições: batelada típica com intensidade de agitação igual a 40 rpm e batelada típica com intensidade de agitação igual a 20rpm.

Parâmetro	Batelada Típica (40rpm)		Batelada Típica (20rpm)	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
pH	7,16 ± 0,06	6,77 ± 0,15	6,91 ± 0,15	6,75 ± 0,09
T (°C)	25,9 ± 1,5	22,9 ± 0,9	29,2 ± 1,1	28,1 ± 1,2
DQO _{Bruta} , mg L ⁻¹	730 ± 138	221 ± 45	781 ± 136	257 ± 65
Efic. DQO _{Bruta} (%)	-	69,0	-	67,1
DQO _{Filtrada} , mg L ⁻¹	380 ± 126	143 ± 27	253 ± 98	159 ± 74
Efic. DQO _{Filtrada} (%)	-	80,1	-	78,8
Alcalinidade, mgCaCO ₃ L ⁻¹	103 ± 11,0	128 ± 16,9	107 ± 8,2	174 ± 18,3
Ácidos Voláteis, mgHAc L ⁻¹	62,4 ± 7,0	58,7 ± 13,6	44,1 ± 9,4	36,1 ± 9,2
ST, mg L ⁻¹	852 ± 166	596 ± 100	831 ± 198	514 ± 264
SST, mg L ⁻¹	253 ± 109	128 ± 55	354 ± 154	181 ± 94
SSV, mg L ⁻¹	208 ± 96	104 ± 48	231 ± 121	115 ± 89

Quanto a remoção de matéria orgânica na forma de DQO constata-se que a diminuição da intensidade de agitação de 40 para 20 rpm acarretou em uma pequena perda na eficiência de remoção do processo, porém pode-se considerar esta redução estatisticamente insignificante. Assim, conclui-se que o sistema ASBR quando operado com impelidor tipo turbina de pás planas e intensidade de agitação igual a 20 rpm apresenta comportamento similar quando operado com intensidade de agitação igual a 40 rpm, favorecendo o uso da intensidade de agitação de 20 rpm em virtude do menor gasto energético. Esta conclusão já não é válida para o sistema operado com impelidor tipo hélice, uma vez que já foi diagnosticado que este impelidor quando operado com intensidade de agitação igual a 40 rpm, não apresentou uma homogenização satisfatória no sistema.

Na Figura 5.38 são apresentados os perfis da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBR operado nas condições de intensidades de agitação iguais a 20 e 40 rpm e impelidor tipo turbina de pás planas. Já na Tabela 5.12 são apresentados os parâmetros cinéticos do modelo ajustado para os perfis de concentração de matéria orgânica no reator ASBR operado com intensidades de agitação iguais a 20 e 40 rpm. Verifique que os sistemas apresentaram comportamentos similares, justificando, assim o emprego da intensidade de agitação 20 rpm pelo menor custo de energia.

Figura 5.38. Perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) e os respectivos perfis de eficiências de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBR nas condições de impelidor tipo turbina de pás planas e intensidades de agitação 20 rpm (a) e 40 rpm (b).

Tabela 5.12. Parâmetros cinéticos ajustados pelo modelo cinético de primeira ordem com concentração residual de substrato aos perfis temporais monitorados.

Condição de operação	$K_1^{app} (h^{-1})$	$C_{SR} (mg/L)$	r^2
Turbina de pá plana – 20 rpm	1,151	307,3	0,968
Turbina de pá plana - 40rpm	1,091	316,9	0,921

5.2.3. Comparação do ASBR e ASBBR Operados em Batelada Típica

Para a comparação entre o desempenho do ASBR e do ASBBR optou-se por comparar as melhores condições obtidas para cada sistema, uma vez que outros fatores (ex. carga orgânica do afluente variava de ciclo para ciclo) influenciaram no desempenho do sistema.

Assim, conforme descrito no item 5.2 a condição que apresentou melhor desempenho do sistema ASBR foi impelidor do tipo turbina de pás planas e intensidade de agitação igual a 40 rpm. Já para o sistema ASBBR a condição que apresentou melhor desempenho foi impelidor do tipo hélice e intensidade de agitação igual a 80 rpm.

Na Tabela 5.13 é apresentado alguns parâmetros escolhidos para auxiliar na análise da comparação dos sistemas ASBR e ASBBR. O parâmetro produção de alcalinidade a bicarbonato representa a diferença da alcalinidade do efluente em relação ao afluente, sendo seguido o mesmo raciocínio para o parâmetro produção de ácidos voláteis. Assim, caso o parâmetro produção de ácidos voláteis for igual a 0 (zero) significa que o efluente apresentou concentração de ácidos voláteis inferior à do afluente.

Observa-se na Tabela 5.13 que as eficiências de remoção de matéria orgânica, tanto na forma de DQO bruta como na filtrada, não apresentaram diferenças significativas entre os dois sistemas. Porém, a eficiência de remoção de sólidos totais foi superior no ASBBR (38,7%) quando comparado com a do ASBR (30,0%).

Tabela 5.13. Parâmetros comparativos dos sistema ASBR e ASBBR.

Parâmetro	Efluente ASBR*	Efluente ASBBR**
Efic. DQO _{Bruta} (%)	69,0	70,2
Efic. DQO _{Filtrada} (%)	80,1	77,6
Produção de Alcalinidade, mgCaCO ₃ L ⁻¹	24,7	68,1
Produção de Ácidos Voláteis, mgHAc L ⁻¹	0	0
Efic. ST (%)	30,0	38,7
K ₁ ^{app} (h ⁻¹)	1,091	1,053

* - condição de operação: impelidor tipo turbina de pás planas e intensidade de agitação igual a 40 rpm; e

** - condição de operação: impelidor tipo hélice e intensidade de agitação igual a 80 rpm.

Quanto a alcalinidade observa-se que ocorreu, em média, produção de alcalinidade a bicarbonato em ambos sistemas, sendo evidenciado que no ASBBR esta produção foi maior. Já para a produção de ácidos voláteis observa-se que em ambos os sistemas a concentração média de ácidos voláteis do efluente foi menor que a do afluente. Assim, conclui-se que tanto no ASBR como no ASBBR ocorreu estabilidade no sistema.

Na análise da constante cinética (K_1^{app}) verifica-se que este parâmetro foi similar nos reatores ASBBR e ASBR. Portanto, a partir dos dados apresentados na Tabela 5.8 não é possível diagnosticar uma diferença expressiva no desempenho do sistema ASBR e ASBBR quando operados nas suas melhores condições de intensidade de agitação e tipo de impelidor. Porém, o reator ASBBR apresenta vantagens em relação ao ASBR quanto a sensibilidade da biomassa no sistema, pois esta no sistema ASBR fica mais exposta aos agentes externos, tendo assim uma maior facilidade de desestabilizar. Outro fato que limita o uso do ASBR é caso ocorra um descuido no sistema de automação como, por exemplo, o

momento de iniciar e parar a agitação ou abrir ou fechar uma válvula de descarga pode comprometer na perda da biomassa do sistema. Este fato já não ocorre no ASBBR, pois a biomassa está aderida no meio suporte. Porém, em contrapartida, no ASBBR se necessita de uma maior intensidade de agitação o que acarreta em um maior custo de energia.

Na Tabela 5.14 são apresentados a quantidade em quilos (kg) de sólidos totais e sólidos totais voláteis existentes na biomassa imobilizada do ASBBR e no lodo existente do ASBR, nas diversas condições de operações avaliadas. Observe que a condição utilizada para comparação do ASBBR e ASBR, ou seja, impelidor hélice e intensidade de agitação igual a 80 rpm para o ASBBR e turbina de pás planas e intensidade de agitação igual a 40 rpm, possuem quantidades similares de sólidos presentes na biomassa do sistema, sendo, portanto a comparação realizada de forma coerente. Também é possível ver como o sistema do ASBR perdeu biomassa a partir do momento em que se aumentou a intensidade de agitação para 80 rpm.

Tabela 5.14. Sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) existentes na biomassa imobilizada no ASBBR e no lodo existente do ASBR, nas diversas condições de operações avaliadas.

Reator	Condição de operação	kg ST	kg STV
ASBBR	Turbina Inc. 45° - 40 rpm	4,31	3,25
	Turbina Inc. 45° - 80 rpm	4,18	3,32
	Turbina Plana - 40 rpm	4,31	3,20
	Turbina Plana - 80 rpm	4,14	3,36
	Hélice - 40 rpm	4,26	3,28
	Hélice - 80 rpm	4,33	3,23
ASBR	Turbina Plana - 40 rpm	4,41	3,43
	Turbina Plana - 80 rpm	3,53	2,77
	Hélice - 40 rpm	3,64	2,73
	Hélice - 80 rpm	3,57	2,87
	Turbina Inc. 45° - 40 rpm	3,43	2,80
	Turbina Inc. 45° - 80 rpm	3,11	2,56

5.3. Influência da Estratégia de Alimentação

Conforme descrito anteriormente a condição que apresentou melhor desempenho no sistema ASBR foi impelidor do tipo turbina de pás planas e intensidade de agitação igual a 40 rpm. Já para o sistema ASBBR a condição que apresentou melhor desempenho foi impelidor do tipo hélice e intensidade de agitação igual a 80 rpm. Assim, no estudo da influência da estratégia de alimentação foram utilizadas estas condições operacionais.

5.3.1. Análise do desempenho no ASBBR operado em Batelada Alimentada

Na Tabela 5.15 são apresentados os valores médios das variáveis monitoradas durante a operação do reator ASBBR com impelidor tipo hélice e com intensidade de agitação igual a 80 rpm nas seguintes estratégias de alimentação: batelada alimentada durante 25% do ciclo, batelada alimentada durante 50 % do ciclo, batelada alimentada durante 75% do ciclo e batelada alimentada típica (alimentada durante 100% do ciclo). Estes valores médios correspondem aos ensaios realizados durante 21 dias para cada condição de operação avaliada.

Verifica-se que os valores de pH efluente para todas as condições de operação em análise não variaram significativamente, permanecendo dentro da faixa ótima de estabilidade para formação de metano, ou seja, entre 6,0 e 8,0 (Chernicharo, 1996).

Também é verificado que em média ocorreu produção de alcalinidade a bicarbonato e redução da concentração de ácidos voláteis em relação ao afluente mostrando a existência de estabilidade no sistema para todas as condições de operação analisadas.

Novamente é constatado que a concentração de matéria orgânica (DQO_{Bruta}) do afluente apresenta um desvio padrão considerável, sendo ainda evidenciado nestas amostras altas concentrações de sólidos que também possuem valores de desvio padrão elevados. Como evidenciado para o sistema operado em batelada típica, o ASBBR operado em batelada alimentada também não apresentou bom desempenho na remoção de sólidos, sendo constatado eficiências de remoção de sólidos totais iguais a: 31,2% para o sistema operado em batelada alimentada durante 25% do ciclo, 24,5% para o sistema operado em batelada alimentada durante 50 % do ciclo, 35,2% para o sistema operado em batelada alimentada durante 75% do ciclo e 33,2% para o sistema operado em batelada alimentada típica.

Analisando os dados para as quatro estratégias de alimentação, verifica-se que o sistema ASBBR, quando operado em batelada alimentada típica, apresentou eficiências de remoção de matéria orgânica (DQO) menores quando comparado às outras estratégias de alimentação. Já o sistema operado em batelada alimentada durante 75% do ciclo tendeu a apresentar eficiências de remoção de matéria orgânica maiores em relação as outras condições de alimentação avaliadas. Ressalta-se que não foi evidenciada diferenças significativas entre os sistemas operados em batelada alimentada durante 50% e 75% do ciclo, mostrando a flexibilidade que o sistema apresenta quanto à forma de operação da

Tabela 5.15. Valores médios (09 amostras) das variáveis monitoradas durante a operação do reator ASBBR nas seguintes estratégias de alimentação: batelada alimentada durante 25% do ciclo, batelada alimentada durante 50 % do ciclo, batelada alimentada durante 75% do ciclo e batelada alimentada típica (alimentada durante 100% do ciclo).

ASBBR								
Parâmetro	Batelada Alimentada 25% do ciclo		Batelada Alimentada 50% do ciclo		Batelada Alimentada 75% do ciclo		Batelada Alimentada Típica	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
pH	7,41 ± 0,09	7,03 ± 0,09	7,20 ± 0,17	6,94 ± 0,08	6,91 ± 0,14	6,89 ± 0,07	6,70 ± 0,20	6,64 ± 0,15
T (°C)	23,2 ± 1,4	21,2 ± 1,3	26,3 ± 1,60	24,4 ± 1,06	28,5 ± 2,68	27,2 ± 2,37	27,24 ± 1,01	25,58 ± 0,98
DQO _{Bruta} , mg L ⁻¹	609 ± 153	239 ± 104	775 ± 16	244 ± 34	650 ± 53,2	194 ± 43,4	518,4 ± 91,5	237 ± 32,9
Efic. DQO _{Bruta} (%)	-	61,59	-	67,5	-	69,92	-	53,6
DQO _{Filtrada} , mg L ⁻¹	274 ± 103	153 ± 87	336 ± 80	145 ± 22	294 ± 19,2	115 ± 32,9	238 ± 42,9	147 ± 33,5
Efic. DQO _{Filtrada} (%)	-	75,8	-	80,2	-	82,2	-	71,5
Alcalinidade, mgCaCO ₃ L ⁻¹	158 ± 8,2	193 ± 20,0	157 ± 11,6	201 ± 10,8	142 ± 13,2	202 ± 23,9	136 ± 19,0	179 ± 11,1
Ácidos Voláteis, mgHAc L ⁻¹	40,6 ± 8,5	30,1 ± 17,0	56,1 ± 11,7	36,1 ± 11,9	53,8 ± 4,35	32,3 ± 5,02	44,5 ± 10,76	31,3 ± 7,9
ST, mg L ⁻¹	634 ± 251	436 ± 253	902 ± 236	681 ± 25	739 ± 109	479 ± 118	59 ± 125	395 ± 142
SST, mg L ⁻¹	332 ± 233	228 ± 174	372 ± 98	301 ± 75	262 ± 381	201 ± 167	190 ± 98	155 ± 104
SSV, mg L ⁻¹	273 ± 171	95 ± 144	298 ± 77	227 ± 56	226 ± 318	159 ± 261	107 ± 65	84 ± 51

alimentação, favorecendo a sua aplicação para locais onde a água residuária não é gerada de forma contínua.

Também é evidenciado que na condição de batelada alimentada típica o valor da DQO bruta afluente foi inferior aos das outras condições analisadas, pois conforme descrito na metodologia da caracterização da DQO afluente do sistema, foi realizado uma amostragem composta ao longo do período de enchimento, sendo constatado que no período entre as 16:00 hs e 18:00 hs ocorre uma redução considerável na carga orgânica do afluente.

Outros parâmetros analisados no sistema foram as concentrações de sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) na espuma de poliuretano do reator ASBBR, as quais estão apresentadas na Tabela 5.16. Constata-se que as concentrações de sólidos na espuma não apresentaram diferenças significativas com as mudanças de condições, bem como quando comparado com a concentração do sistema na condição de batelada típica. Também, não foi observado (visualmente) nenhuma formação de material viscoso nas espumas, como por exemplo, polímeros. Na Figura 5.39 é apresentado foto de duas espumas retiradas do compartimento superior do cesto de retenção de biomassa do reator ASBBR, na qual pode ser constatado que não ocorreu produção de material viscoso como, por exemplo, polímeros.

Figura 5.39. Espumas de poliuretano retiradas da parte superior do cesto de retenção da biomassa do reator ASBBR no final do experimento.

Tabela 5.16. Concentrações de sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) na espuma de poliuretano do ASBBR.

Condição de operação	kg ST kg suporte ⁻¹	kg STV kg suporte ⁻¹
Batelada alimentada durante 25% do ciclo	0,629	0,426
Batelada alimentada durante 50% do ciclo	0,651	0,481
Batelada alimentada durante 75% do ciclo	0,617	0,415
Batelada alimentada típica	0,640	0,425

Comportamento oposto ao evidenciado neste trabalho foi diagnosticado por Ratusznei *et al.* (2003-a) e Borges *et al.* (2004) onde em estudos com ASBBR em escala de bancada foi constatado que nas condições de batelada alimentada ocorreu queda na eficiência do sistema, principalmente para maiores períodos de alimentação, fato este ocasionado pela exposição ao ar da biomassa imobilizada sem líquido durante o período de enchimento ocasionando a formação de polímeros. Porém, no presente estudo tal comportamento não foi observado, pois a biomassa imobilizada no ASBBR foi exposta ao ar durante os diversos períodos de enchimento avaliados e não foi constatado redução do desempenho do sistema quanto a remoção de matéria orgânica (melhores resultados obtidos com batelada alimentada durante 50 e 75% do ciclo), sendo que também não foi constatado aparecimento de material viscoso nas espumas.

Nas Figuras 5.40 e 5.41 são apresentadas as variações da concentração de matéria orgânica (na forma de DQO bruta e filtrada) ao longo do período analisado para o afluente e o efluente do reator ASBBR, bem como a eficiência de remoção, para as quatro estratégias de alimentação avaliadas. Verifica-se que no gráfico existe uma região em que não foram realizadas as análises, pois neste período a Universidade de São Paulo entrou de greve e por consequência as atividades do refeitório foram interrompidas. Assim, conforme já descrito anteriormente, o desempenho das análises fica limitado devido a redução da carga orgânica ocasionada pelo fechamento do restaurante universitário.

Analisando o gráfico apresentado na Figura 5.41, constata-se que o sistema ASBBR quando operado nas condições de batelada alimentada durante 50% e 75% do ciclo apresentaram melhores eficiências de remoção de matéria orgânica, mesmo tendo sido evidenciado neste período altos valores de DQO bruta afluente do sistema, mostrando que o sistema estava em equilíbrio.

Figura 5.40. Variação da DQO bruta do afluente e efluente do sistema ASBBR, bem como a eficiência de remoção para as quatro estratégias de alimentação avaliadas.

Figura 5.41. Variação da DQO filtrada do afluente e efluente do sistema ASBBR, bem como a eficiência de remoção para as quatro estratégias de alimentação avaliadas.

Na Figura 5.42 é apresentado a variação da concentração de ácidos voláteis ao longo do período analisado para o afluente e o efluente do reator ASBBR para as quatro estratégias de alimentação avaliadas. Constata-se, com algumas exceções, que a concentração de ácidos voláteis no afluente tendeu a ser sempre superior ao do efluente em todas as condições de operação analisadas. Este fato mostra que o sistema apresentou estabilidade operacional para todas as situações submetidas.

Figura 5.42. Variação da concentração dos ácidos voláteis no afluente e efluente do sistema ASBBR para as quatro estratégias de alimentação avaliadas.

Na Figura 5.43 é apresentado a variação da alcalinidade a bicarbonato ao longo do período analisado para o afluente e o efluente do reator ASBBR para as quatro estratégias de alimentação avaliadas. Constata-se que para todas as condições de operação analisadas a alcalinidade a bicarbonato no efluente sempre foi superior a do afluente. Este fato associado ao constatado com a concentração de ácidos voláteis descrito anteriormente, reforça a conclusão de que o ASBBR operou de forma estável em todas as estratégias de alimentação submetidas ao sistema.

Figura 5.43. Variação da alcalinidade a bicarbonato no afluente e efluente do sistema ASBBR para as quatro estratégias de alimentação avaliadas.

5.3.1.1. Perfil temporal – ASBBR

Na Figura 5.44 são apresentados os perfis temporais da concentração de matéria orgânica (DQO_{Bruta}) e eficiência de remoção ao longo do ciclo do reator ASBBR operado nas quatro estratégias de alimentação avaliadas.

Quanto ao sistema ASBBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 25% do ciclo, constata-se que, após dois minutos de reação, a concentração de matéria orgânica na forma de DQO_{Bruta} é igual a $700,3 \text{ mg L}^{-1}$, valor bem próximo da DQO_{Bruta} do afluente ($721,0 \text{ mg L}^{-1}$) no tempo igual a zero, pois o volume preenchido no reator após dois minutos de alimentação ainda não havia alcançado o meio suporte (existe uma camada livre de 15 cm de altura entre o fundo e o cesto do meio suporte contendo a biomassa). Assim, a amostra coletada no reator aos dois minutos de alimentação é similar à própria amostra do afluente. Conforme já descrito no item material e métodos, para a condição de batelada alimentada durante 25% do ciclo, a lâmina d'água demora 20 minutos para atingir o meio suporte e 33 minutos para atingir o impelidor. Assim, conforme é evidenciado no gráfico do perfil temporal, as reações de

Figura 5.44. Perfis da concentração de matéria orgânica (DQO_{Bruta}) e eficiência de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado nas seguintes estratégia de alimentação: batelada alimentada durante 25% do ciclo (a); batelada alimentada durante 50% do ciclo (b); batelada alimentada durante 75% do ciclo (c); e batelada alimentada típica (d).

consumo de substrato do sistema iniciaram em torno de 20 a 30 minutos, instante em que a água residuária entrou em contato com os microrganismos.

Comportamento similar ao descrito acima foram evidenciados para as condições de batelada alimentada durante 50%, 75% e 100% do ciclo, ou seja: para a condição de batelada alimentada durante 50% do ciclo as reações de consumo de substrato iniciou-se a partir de aproximadamente 40 minutos de enchimento do sistema, sendo antes deste período a mudança dos valores da concentração de DQO justificada pela variação da concentração de matéria orgânica do afluente; para a condição de batelada alimentada durante 75% do ciclo as reações de consumo de substrato iniciou-se a partir de aproximadamente 100 minutos de enchimento do sistema; e para a condição de batelada alimentada típica as reações de consumo de substrato iniciou-se a partir de aproximadamente 2 horas de enchimento do sistema.

Como a alimentação do ASBBR ocorreu pela parte inferior do reator e como a vazão de entrada pela tubulação provoca um certo turbilhonamento dentro do reator na parte inferior, conclui-se que antes da lâmina d'água atingir o impelidor não ocorreu sedimentação dos sólidos no sistema por falta de mistura, devido a esta turbulência causada na entrada do reator.

Na Tabela 5.17 é apresentado os valores de DQO_{bruta} no afluente inicial e na amostra retirada após 2 minutos de reação nos perfis temporais realizados para as quatro condições de operação analisadas no reator ASBBR. Verifica-se que não existe o efeito da diluição da concentração da matéria orgânica devido neste tempo de coleta da amostra (2 minutos) a lâmina d'água ainda não ter atingido o cesto de espuma de biomassa. Porém, evidencia-se que houve uma pequena redução da concentração de matéria orgânica após dois minutos de enchimento, sendo justificado pelo fato do fundo do reator ser cônico (válvula de limpeza) e a saída do reator estar um pouco acima deste fundo cônico, o que fica retido um certo residuo de água residuária do ciclo anterior, diluinto assim, a amostra inicial.

Na Figura 5.45 é apresentado a avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 25% do ciclo. Como a lâmina d'água residuária não atingiu a biomassa nos primeiros dez minutos do ciclo, desconsiderou-se este período na modelagem cinética. Assim, o tempo inicial zero foi para o modelo o ponto de amostragem de 30 minutos de ciclo. Verifica-se que o modelo apresentou um bom ajuste aos dados experimentais ($r^2 = 0,9908$). Também é constatado que a concentração residual (C_{SR}) estimada do modelo foi próxima da obtida

experimentalmente, mostrando, novamente o bom ajuste do modelo.

Tabela 5.17. Valores de DQO_{bruta} no afluente inicial e na amostra retirada após 2 minutos de reação no ABSBR.

Condição de operação batelada alimentada durante:	DQO_{bruta} (mg L ⁻¹) do afluente inicial	DQO_{bruta} (mg L ⁻¹) da amostra retirada após 2 minutos de reação no ASBBR
25% do ciclo	721,0	700,3
50% do ciclo	868,3	850,2
75% do ciclo	807,3	788,9
100% do ciclo	618,9	597,9

Figura 5.45. Avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 25% do ciclo.

Na Figura 5.46 é apresentado a avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 50% do ciclo. Como a lâmina d'água residuária não atingiu a biomassa nos primeiros 40 minutos do ciclo, desconsiderou-se este período na modelagem cinética. Assim, o tempo inicial zero foi para o modelo o ponto de amostragem de 40 minutos de ciclo. Verifica-se que o modelo apresentou um bom ajuste aos dados experimentais ($r^2 = 0,954$). Também é constatado que a concentração residual (C_{SR}) estimada do modelo foi próxima da obtida

experimentalmente, mostrando, novamente o bom ajuste do modelo.

Figura 5.46. Avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 50% do ciclo.

Na Figura 5.47 é apresentado a avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 75% do ciclo. Como a lâmina d'água residuária não atingiu a biomassa nos primeiros 100 minutos do ciclo, desconsiderou-se este período na modelagem cinética. Assim, o tempo inicial zero foi para o modelo o ponto de amostragem de 100 minutos de ciclo. Verifica-se que o modelo apresentou um bom ajuste aos dados experimentais ($r^2 = 0,9954$). Também é constatado que a concentração residual (C_{SR}) estimada do modelo foi próxima da obtida experimentalmente, mostrando, novamente o bom ajuste do modelo.

Na Figura 5.48 é apresentado a avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada típica. Como a lâmina d'água residuária não atingiu a biomassa nos primeiros 120 minutos do ciclo, desconsiderou-se este período na modelagem cinética. Assim, o tempo inicial zero foi para o modelo o ponto de amostragem de 120 minutos de ciclo. Verifica-se que o modelo apresentou um bom ajuste aos dados experimentais ($r^2 = 0,9928$). Também é constatado que a concentração residual (C_{SR})

estimada do modelo foi próxima da obtida experimentalmente, mostrando, novamente o bom ajuste do modelo.

Figura 5.47. Avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 75% do ciclo.

Figura 5.48. Avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada típica.

5.3.2. Análise do desempenho no ASBR operado em Batelada Alimentada

Na Tabela 5.18 são apresentados os valores médios das variáveis monitoradas durante a operação do reator ASBR com impelidor tipo turbina de pás planas e com intensidade de agitação igual a 40 rpm nas seguintes estratégias de alimentação: batelada alimentada durante 25% do ciclo, batelada alimentada durante 50 % do ciclo, batelada alimentada durante 75% do ciclo e batelada alimentada típica (alimentada durante 100% do ciclo). Estes valores médios correspondem aos ensaios realizados durante 21 dias para cada condição de operação avaliada.

Verifica-se que, conforme evidenciado para o reator ASBRR, os valores de pH efluente para todas as condições de operação em análise não variaram significativamente, permanecendo dentro da faixa ótima de estabilidade para formação de metano, ou seja, entre 6,0 e 8,0 (Chernicharo, 1996). Também é verificado que em média ocorreu produção de alcalinidade a bicarbonato e redução da concentração de ácidos voláteis em relação ao afluente mostrando a existência de estabilidade no sistema para todas as condições de operação analisadas.

Novamente é constatado que a concentração de matéria orgânica (DQO_{Bruta}) do afluente apresentou um desvio padrão considerável, sendo ainda evidenciado nestas amostras altas concentrações de sólidos que também possuem valores de desvio padrão elevados. Como evidenciado para o sistema operado em batelada típica, o ASBR operado em batelada alimentada também não apresentou bom desempenho na remoção de sólidos, sendo constatado eficiências de remoção de sólidos totais iguais a: 30,0% para o sistema operado em batelada alimentada durante 25% do ciclo, 28,7% para o sistema operado em batelada alimentada durante 50 % do ciclo, 28,1% para o sistema operado em batelada alimentada durante 75% do ciclo e 24,2% para o sistema operado em batelada alimentada típica.

Analisando os dados para as quatro estratégias de alimentação, verifica-se que o sistema ASBR, quando operado em batelada alimentada típica, apresentou eficiências de remoção de matéria orgânica (DQO) menores quando comparado às outras estratégias de alimentação. Já o sistema operado em batelada alimentada durante 75% do ciclo tendeu a apresentar eficiências de remoção de matéria orgânica maiores em relação as outras condições de alimentação avaliadas. Ressalta-se que não foi evidenciada diferenças significativas entre os sistemas operados em batelada alimentada durante 50% e 75% do

Tabela 5.18. Valores médios (09 amostras) das variáveis monitoradas durante a operação do reator ASBR nas seguintes estratégias de alimentação: batelada alimentada durante 25% do ciclo, batelada alimentada durante 50 % do ciclo, batelada alimentada durante 75% do ciclo e batelada alimentada típica (alimentada durante 100% do ciclo).

ASBBR								
Parâmetro	Batelada Alimentada 25% do ciclo		Batelada Alimentada 50% do ciclo		Batelada Alimentada 75% do ciclo		Batelada Alimentada Típica	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
pH	7,41 ± 0,09	6,98 ± 0,07	7,20 ± 0,17	6,92 ± 0,26	6,91 ± 0,14	6,73 ± 0,08	6,70 ± 0,20	6,46 ± 0,15
T (°C)	23,2 ± 1,4	20,9 ± 1,8	26,3 ± 1,6	24,7 ± 1,1	28,5 ± 2,7	27,1 ± 2,3	27,24 ± 1,01	25,67 ± 1,03
DQO _{Bruta} , mg L ⁻¹	609 ± 153	268 ± 77	775 ± 16	221 ± 22	650 ± 53	191 ± 31	518 ± 92	250 ± 29
Efic. DQO _{Bruta} (%)	-	56,8	-	70,3	-	70,3	-	50,9
DQO _{Filtrada} , mg L ⁻¹	274 ± 103	147 ± 66	336 ± 80	113 ± 29	294 ± 19	93 ± 14	238 ± 43	147 ± 22
Efic. DQO _{Filtrada} (%)	-	76,3	-	84,4	-	85,4	-	71,4
Alcalinidade, mgCaCO ₃ L ⁻¹	158 ± 8	183 ± 28	157 ± 12	199 ± 20	142 ± 13	206 ± 10	136 ± 19	179 ± 12
Ácidos Voláteis, mgHAc L ⁻¹	41 ± 8	34 ± 10	56 ± 12	34 ± 14	54 ± 4	28 ± 10	45 ± 10	39 ± 12
ST, mg L ⁻¹	634 ± 251	501 ± 217	902 ± 236	643 ± 192	739 ± 109	531 ± 212	591 ± 125	448 ± 123
SST, mg L ⁻¹	332 ± 233	18 ± 192	372 ± 98	211 ± 58	262 ± 381	185 ± 95	190 ± 98	137 ± 101
SSV, mg L ⁻¹	273 ± 171	150 ± 153	298 ± 77	159 ± 47	226 ± 318	133 ± 87	107 ± 65	81 ± 55

ciclo, mostrando a flexibilidade que o sistema apresenta quanto à forma de operação da alimentação, favorecendo a sua aplicação para locais onde a água residuária não é gerada de forma contínua. Comportamento similar foi evidenciado no ASBBR.

Também é evidenciado que na condição de batelada alimentada típica o valor da DQO bruta afluente foi inferior aos das outras condições analisadas, pois conforme descrito na metodologia da caracterização da DQO afluente do sistema, foi realizado uma amostragem composta ao longo do período de enchimento, sendo constatado que no período entre as 16:00 hs e 18:00 hs ocorreu uma redução considerável na carga orgânica do afluente.

Outros parâmetros analisados no sistema foram as concentrações de sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) na massa de lodo do reator ASBR, as quais estão apresentadas na Tabela 5.19. Constata-se que as concentrações de sólidos na massa do lodo não apresentaram diferenças significativas com as mudanças de condições, bem como quando comparado com a concentração do sistema na condição de batelada típica. Também, não foi observado (visualmente) nenhuma formação de uma camada grossa na superfície do meio líquido do reator, conforme foi evidenciado na etapa da batelada típica quando ocorreu a ruptura dos grânulos com o aumento da intensidade de agitação.

Tabela 5.19. Concentrações de sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) na massa de lodo do ASBR.

Condição de operação	g ST L⁻¹	g STV L⁻¹
Batelada alimentada durante 25% do ciclo	11,7	10,4
Batelada alimentada durante 50% do ciclo	12,1	10,7
Batelada alimentada durante 75% do ciclo	11,3	10,5
Batelada alimentada típica	11,6	10,9

Nas Figuras 5.49 e 5.50 são apresentadas as variações da concentração de matéria orgânica (na forma de DQO bruta e filtrada) ao longo do período analisado para o afluente e o efluente do reator ASBR, bem como a eficiência de remoção, para as quatro estratégias de alimentação avaliadas. Verifica-se que no gráfico existe uma região em que não foram realizadas as análises, pois neste período a Universidade de São Paulo entrou de greve e por consequência as atividades do refeitório foram interrompidas. Assim, conforme já descrito anteriormente, o desempenho das análises fica limitado devido a redução da carga orgânica ocasionada pelo fechamento do restaurante universitário.

Figura 5.49. Variação da DQO bruta do afluente e efluente do sistema ASBR, bem como a eficiência de remoção para as quatro estratégias de alimentação avaliadas.

Figura 5.50. Variação da DQO filtrada do afluente e efluente do sistema ASBR, bem como a eficiência de remoção para as quatro estratégias de alimentação avaliadas.

Analisando o gráfico apresentado na Figura 5.49, constata-se que o sistema ASBR quando operado nas condições de batelada alimentada durante 50% e 75% do ciclo apresentaram melhores eficiências de remoção de matéria orgânica, mesmo tendo sido evidenciado neste período altos valores de DQO bruta afluente do sistema, mostrando que o sistema estava em equilíbrio.

Na Figura 5.51 é apresentado a variação da concentração de ácidos voláteis ao longo do período analisado para o afluente e o efluente do reator ASBR para as quatro estratégias de alimentação avaliadas. Constata-se, com algumas exceções, que a concentração de ácidos voláteis no afluente tendeu a ser sempre superior ao do efluente em todas as condições de operação analisadas, exceto na condição batelada alimentada típica em que foi verificado maior frequência de ocorrência de maiores concentrações de ácidos voláteis no efluente em relação ao afluente. Porém, nos valores médios a condição batelada alimentada típica apresentou menor concentração de ácidos no efluente em relação ao afluente. Este fato mostra que o sistema apresentou estabilidade operacional para todas as situações submetidas, tendendo a uma mudança de comportamento somente na condição de batelada alimentada típica.

Figura 5.51. Variação da concentração dos ácidos voláteis no afluente e efluente do sistema ASBR para as quatro estratégias de alimentação avaliadas.

Na Figura 5.52 é apresentado a variação da alcalinidade a bicarbonato ao longo do período analisado para o afluente e o efluente do reator ASBR para as quatro estratégias de alimentação avaliadas. Constata-se que para todas as condições de operação analisadas a alcalinidade a bicarbonato no efluente sempre foi superior a do afluente. Este fato associado ao constatado com a concentração de ácidos voláteis descrito anteriormente, reforça a conclusão de que o ASBR operou de forma estável em todas as estratégias de alimentação submetidas ao sistema.

Figura 5.52. Variação da alcalinidade a bicarbonato no afluente e efluente do sistema ASBR para as quatro estratégias de alimentação avaliadas.

5.3.2.1. Perfil temporal – ASBR

Na Figura 5.53, são apresentados os perfis temporais da concentração de matéria orgânica (DQO_{Bruta}) e eficiência de remoção ao longo do ciclo do reator ASBR operado nas quatro estratégias de alimentação avaliadas.

Verifica-se que, para a condição de estratégia de alimentação batelada alimentada durante 25% do ciclo, com dois minutos de reação, a concentração de matéria orgânica na forma de DQO_{Bruta} foi igual a 416 mg L^{-1} . Porém, a DQO_{Bruta} do afluente foi igual a

721 mg L⁻¹, o que mostra o efeito da diluição inicial da matéria orgânica no reator devido ao volume de líquido armazenado junto ao lodo granulado. Também é constatado que a DQO aumenta até 30 minutos do ciclo, pois neste período está havendo alimentação do sistema por um afluente com concentração de matéria orgânica superior à existente no reator. Assim, existe um ponto no qual a taxa de degradação da matéria orgânica pelos microrganismos supera a taxa de aumento da matéria orgânica ocasionado pela entrada do afluente e a DQO do sistema começa a decrescer. Para a condição de batelada alimentada durante 25% do ciclo, este ponto de deflexão está entre o período de 30 a 60 minutos de reação.

Já para o sistema ASBR operado na condição de batelada alimentada durante 50% do ciclo, constata-se o mesmo comportamento da operação em batelada alimentada durante 25% do ciclo, sendo observado que a DQO aumenta até 60 minutos do ciclo e, a partir de então, a taxa de degradação da matéria orgânica pelos microrganismos supera o incremento de matéria orgânica ocasionado pela entrada do afluente e a DQO do sistema começa a decrescer.

Quanto ao sistema operado em batelada alimentada durante 75% do ciclo verifica-se que não ocorreu um aumento nos valores de DQO bruta no início do perfil, como foi observado para as condições de batelada alimentada durante 25% e 50% do ciclo. Este fato é justificado pela vazão de entrada do sistema operado em batelada durante 75% do ciclo ser inferior as de 25% e 50% e consequentemente menor foi a carga orgânica inicial, fazendo com que a taxa de degradação da matéria orgânica pelos microrganismos tende-se a igualar a taxa de aumento de matéria orgânica ocasionada pela entrada do afluente. Assim, verifica-se que a partir de 1 hora e 40 minutos a taxa de degradação de matéria orgânica pelos microrganismos superou a taxa de aumento de matéria orgânica, apresentando assim, a partir deste momento, aumento na eficiência de remoção de matéria orgânica.

Comportamento similar ao sistema operado em batelada alimentada durante 75% do ciclo foi evidenciado na condição de batelada alimentada típica, onde foi constatado que, devido as baixas vazões de entrada no sistema, a taxa de degradação de matéria orgânica pelos microrganismos superou a taxa de aumento de matéria orgânica ocasionada pela entrada do afluente. Assim, logo no início do perfil o sistema já apresentou uma redução da concentração de matéria orgânica devido ao consumo de substrato pelos microrganismos.

Figura 5.53. Perfis da concentração de matéria orgânica (DQO_{Bruta}) e eficiência de remoção ao longo do ciclo de operação do reator ASBR operado nas seguintes estratégia de alimentação: batelada alimentada durante 25% do ciclo (a); batelada alimentada durante 50% do ciclo (b); batelada alimentada durante 75% do ciclo (c); e batelada alimentada típica (d).

Na Tabela 5.20 é apresentado os valores de DQO_{bruta} no afluente inicial e na amostra retirada após 2 minutos de reação nos perfis temporais realizados para as quatro condições de operação analisadas no reator ASBR. Verifica-se o efeito da diluição da carga orgânica, porém deve-se também ser considerado que as vazões de entrada em cada condição de operação analisada foram diferentes e consequentemente as cargas orgânicas iniciais também foram distintas.

Tabela 5.20. Valores de DQO_{bruta} no afluente inicial e na amostra retirada após 2 minutos de reação no ASBR.

Condição de operação batelada alimentada durante:	DQO_{bruta} (mg L ⁻¹) do afluente inicial	DQO_{bruta} (mg L ⁻¹) da amostra retirada após 2 minutos de reação no ASBR
25% do ciclo	721,00	416,00
50% do ciclo	868,30	302,3
75% do ciclo	807,30	375,6
100% do ciclo	618,9	312,8

Nas Figura 5.54 a 5.57 são apresentados a avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBR operado nas estratégias de alimentação batelada alimentada durante 25% do ciclo, batelada alimentada durante 50% do ciclo, batelada alimentada durante 75% do ciclo e batelada alimentada típica, respectivamente. Verifica-se que o modelo apresentou um bom ajuste para as quatro condições experimentais, pois o coeficiente de correlação (r^2) foi superior a 0,90 em todas as situações. Também é constatado que a concentração residual ($C_{SR-mod.}$ - 25% do ciclo 322,4mg/L; 50% do ciclo 240,3mg/L; 75% do ciclo 184mg/L; 100% do ciclo 271,6mg/L) estimada do modelo foi próxima da obtida experimentalmente (C_{SR-exp} - 25% do ciclo 302,3mg/L; 50% do ciclo 227,4mg/L; 75% do ciclo 205,5mg/L; 100% do ciclo 273,5mg/L), mostrando, novamente o bom ajuste do modelo.

Figura 5.54. Avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 25% do ciclo.

Figura 5.55. Avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 50% do ciclo.

Figura 5.56. Avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 75% do ciclo.

Figura 5.57. Avaliação cinética do perfil da concentração de matéria orgânica (DQO_{bruta}) ao longo do ciclo de operação do reator ASBR operado na estratégia de alimentação batelada alimentada típica.

5.3.3. Comparação do ASBR e ASBBR – Batelada Alimentada durante 25% do ciclo

Na Tabela 5.21 é apresentado alguns parâmetros escolhidos para auxiliar na análise da comparação dos sistemas ASBR e ASBBR operados na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 25% do ciclo. O parâmetro produção de alcalinidade a bicarbonato representa a diferença da alcalinidade do efluente em relação ao afluente, sendo seguido o mesmo raciocínio para o parâmetro produção de ácidos voláteis. Assim, caso o parâmetro produção de ácidos voláteis for igual a 0 (zero) significa que o efluente apresentou concentração de ácidos voláteis inferior à do afluente.

Observa-se na Tabela 5.21 que o reator ASBBR apresentou melhores eficiências de remoção de matéria orgânica na forma de DQO bruta quando comparado com o ASBR, devido, provavelmente, pela maior eficiência do ASBBR na remoção de sólidos totais. Já para DQO filtrada não foi evidenciado diferenças significativas entre os dois sistemas.

Quanto a constante cinética de primeira ordem (K_1^{app}), não tem como fazer uma comparação, pois o substrato existente na vazão de alimentação entra em contato com toda a biomassa do ASBR no primeiro momento do ciclo, enquanto que no ASBBR o substrato vai entrando em contato com a biomassa ao longo do ciclo. Este fato acarreta em maiores valores da constante. K_1^{app} no ASBR.

Tabela 5.21. Parâmetros comparativos dos sistemas ASBR e ASBBR (batelada alimentada durante 25% do ciclo).

Parâmetro	Efluente ASBR	Efluente ASBBR
Efic. DQO _{Bruta} (%)	56,8	61,5
Efic. DQO _{Filtrada} (%)	76,3	75,9
Produção de Alcalinidade, mgCaCO ₃ L ⁻¹	24,9	35,4
Produção de Ácidos Voláteis, mgHAc L ⁻¹	0	0
Efic. ST (%)	21,0	47,1
K_1^{app} (h ⁻¹)	1,001	0,394

Quanto a alcalinidade observa-se que ocorreu, em média, produção de alcalinidade a bicarbonato em ambos sistemas, sendo evidenciado que no ASBBR esta produção foi maior. Já para a produção de ácidos voláteis observa-se que em ambos os sistemas a

concentração média de ácidos voláteis do efluente foi menor que a do afluente. Assim, conclui-se que tanto no ASBR como no ASBBR ocorreu estabilidade operacional.

Logo, a partir dos dados apresentados na Tabela 5.21 conclui-se que os sistemas ASBBR e ASBR operados na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 25% do ciclo apresentaram comportamentos similares, não sendo possível, estatisticamente apontar um sistema com melhor desempenho.

5.3.4. Comparação do ASBR e ASBBR – Batelada Alimentada durante 50% do ciclo

Na Tabela 5.22 é apresentado alguns parâmetros escolhidos para auxiliar na análise da comparação dos sistemas ASBR e ASBBR operados na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 50% do ciclo. Observa-se que o reator ASBR apresentou melhores eficiências de remoção de matéria orgânica na forma de DQO bruta e filtrada quando comparado com o ASBBR, devido, provavelmente, pela maior eficiência do ASBR na remoção de sólidos totais. Este comportamento foi oposto ao evidenciado para a condição de batelada alimentada durante 25% do ciclo.

Tabela 5.22. Parâmetros comparativos dos sistemas ASBR e ASBBR (batelada alimentada durante 50% do ciclo).

Parâmetro	Efluente ASBR	Efluente ASBBR
Efic. DQO _{Bruta} (%)	70,3	67,5
Efic. DQO _{Filtrada} (%)	84,4	80,2
Produção de Alcalinidade, mgCaCO ₃ L ⁻¹	42,2	43,9
Produção de Ácidos Voláteis, mgHAc L ⁻¹	0	0
Efic. ST (%)	28,7	24,5
K ₁ ^{app} (h ⁻¹)	1,967	0,954

Quanto a constante cinética de primeira ordem (K₁^{app}), não tem como fazer uma comparação, pois o substrato existente na vazão de alimentação entra em contato com toda a biomassa do ASBR no primeiro momento do ciclo, enquanto que no ASBBR o substrato vai entrando em contato com a biomassa ao longo do ciclo. Este fato acarreta em maiores valores da constante. K₁^{app} no ASBR.

Quanto a alcalinidade observa-se que ocorreu, em média, produção de alcalinidade a bicarbonato em ambos sistemas. Já para a produção de ácidos voláteis observa-se que em

ambos reatores a concentração média de ácidos voláteis do efluente foi menor que a do afluente. Assim, conclui-se que tanto no ASBR como no ASBBR ocorreu operacional.

Portanto, a partir dos dados apresentados na Tabela 5.22 evidencia-se que o ASBR tendeu a apresentar algumas pequenas vantagens em relação ao ASBBR na condição batelada alimentada durante 50% do ciclo, tais como melhores eficiências de remoção de sólidos e matéria orgânica (tanto na forma de DQO bruta como na filtrada).

5.3.5. Comparação do ASBR e ASBBR – Batelada Alimentada durante 75% do ciclo

Na Tabela 5.23 é apresentado alguns parâmetros escolhidos para auxiliar na análise da comparação dos sistemas ASBR e ASBBR operados na estratégia de alimentação batelada alimentada durante 75% do ciclo. Observa-se que os reatores ASBR e ASBBR apresentaram comportamentos semelhantes, sendo evidenciado um pequeno melhor desempenho na remoção de matéria orgânica na forma de DQO filtrada no reator ASBR, mesmo tendo o reator ASBBR apresentado melhor eficiência de remoção de sólidos totais.

Tabela 5.23. Parâmetros comparativos dos sistemas ASBR e ASBBR (batelada alimentada durante 75% do ciclo).

Parâmetro	Efluente ASBR	Efluente ASBBR
Efic. DQO _{Bruta} (%)	70,3	69,9
Efic. DQO _{Filtrada} (%)	85,4	82,2
Produção de Alcalinidade, mgCaCO ₃ L ⁻¹	64,0	60,1
Produção de Ácidos Voláteis, mgHAc L ⁻¹	0	0
Efic. ST (%)	28,1	35,2
K ₁ ^{app} (h ⁻¹)	1,035	0,867

Quanto a constante cinética de primeira ordem (K₁^{app}), não tem como fazer uma comparação, pois o substrato existente na vazão de alimentação entra em contato com toda a biomassa do ASBR no primeiro momento do ciclo, enquanto que no ASBBR o substrato vai entrando em contato com a biomassa ao longo do ciclo. Este fato acarreta em maiores valores da constante. K₁^{app} no ASBR.

Quanto a alcalinidade observa-se que ocorreu, em média, produção de alcalinidade a bicarbonato em ambos sistemas. Já para a produção de ácidos voláteis observa-se que em ambos reatores a concentração média de ácidos voláteis do efluente foi menor que a do

afluente. Assim, conclui-se que tanto no ASBR como no ASBBR ocorreu estabilidade no sistema.

Portanto, a partir dos dados apresentados na Tabela 5.23 não é possível diagnosticar uma diferença expressiva no desempenho dos dois sistemas avaliados, pois ambos apresentaram comportamentos similares para a condição de batelada alimentada durante 75% do tempo.

5.3.6. Comparação do ASBR e ASBBR – Batelada Alimentada Típica

Na Tabela 5.24 é apresentado alguns parâmetros escolhidos para auxiliar na análise da comparação dos sistemas ASBR e ASBBR operados na estratégia de alimentação batelada alimentada típica. Observa-se que os reatores ASBR e ASBBR apresentaram comportamentos semelhantes, sendo evidenciado um pequeno melhor desempenho na remoção de matéria orgânica na forma de DQO bruta no reator ASBBR, em virtude, provavelmente, pela maior eficiência de remoção de sólidos totais.

Tabela 5.24. Parâmetros comparativos dos sistemas ASBR e ASBBR (batelada alimentada típica).

Parâmetro	Efluente ASBR	Efluente ASBBR
Efic. DQO _{Bruta} (%)	50,9	53,6
Efic. DQO _{Filtrada} (%)	71,4	71,5
Produção de Alcalinidade, mgCaCO ₃ L ⁻¹	43,5	43,6
Produção de Ácidos Voláteis, mgHAc L ⁻¹	0	0
Efic. ST (%)	24,2	33,1
K ₁ ^{app} (h ⁻¹)	3,296	2,400

Quanto a constante cinética de primeira ordem (K₁^{app}), não tem como fazer uma comparação, pois o substrato existente na vazão de alimentação entra em contato com toda a biomassa do ASBR no primeiro momento do ciclo, enquanto que no ASBBR o substrato vai entrando em contato com a biomassa ao longo do ciclo. Este fato acarreta em maiores valores da constante. K₁^{app} no ASBR.

Quanto a alcalinidade observa-se que ocorreu, em média, produção de alcalinidade a bicarbonato em ambos sistemas. Já para a produção de ácidos voláteis observa-se que em ambos reatores a concentração média de ácidos voláteis do efluente foi menor que a do

afluente. Assim, conclui-se que tanto no ASBR como no ASBBR ocorreu estabilidade no sistema.

Portanto, a partir dos dados apresentados na Tabela 5.24 não é possível diagnosticar uma diferença expressiva no desempenho dos dois sistemas avaliados, pois ambos apresentaram comportamentos similares para a condição de batelada alimentada típica.

5.4. Comparação das Estratégias de Alimentação (Batelada Típica x Batelada Alimentada) no reator ASBBR

Conforme descrito anteriormente as condições de alimentação batelada típica, batelada alimentada durante 50% e 75% do ciclo apresentaram melhores desempenhos quando comparadas as outras condições avaliadas. Assim, na Tabela 5.25 é apresentado alguns parâmetros escolhidos para auxiliar na análise da comparação do sistema ASBBR operado nas estratégias de alimentação batelada típica e batelada alimentada durante 50% e 75% do ciclo.

Tabela 5.25. Parâmetros comparativos do sistema ASBBR operado nas condições de alimentação batelada típica, batelada alimentada durante 50% e 75% do ciclo.

ASBBR			
Parâmetro	Batela Típica	Batela alimentada durante:	
		50% do ciclo	75% do ciclo
Efic. DQO _{Bruta} (%)	70,2	67,5	69,9
Efic. DQO _{Filtrada} (%)	77,6	80,2	82,2
Produção de Alcalinidade, mgCaCO ₃ L ⁻¹	68,1	43,9	60,1
Produção de Ácidos Voláteis, mgHAc L ⁻¹	0	0	0
Efic. ST (%)	38,7	24,5	35,2
K ₁ ^{app} (h ⁻¹)	1,041	0,954	0,867

Observa-se na Tabela 5.25 que o sistema ASBBR quando operado nas três condições de alimentação apresentou comportamentos semelhantes, sendo evidenciado um pequeno melhor desempenho na remoção de matéria orgânica na forma de DQO filtrada na condição de batelada alimentada durante 75% do ciclo. Também é constatado que a constante cinética de primeira ordem (K₁^{app}) apresentou valores semelhantes para as três condições avaliadas.

Quanto a alcalinidade observa-se que ocorreu, em média, produção de alcalinidade a bicarbonato em ambos sistemas. Já para a produção de ácidos voláteis observa-se que em ambas condições a concentração média de ácidos voláteis do efluente foi menor que a do afluente. Assim, conclui-se que o sistema ASBBR apresentou estabilidade para estas três condições avaliadas.

Portanto, a partir dos dados apresentados na Tabela 5.25 não é possível diagnosticar uma diferença expressiva no desempenho do sistema ASBBR quando operado nas três condições avaliadas, pois estas apresentaram comportamentos similares, mostrando a flexibilidade operacional que o sistema possui.

Orra *et al.* (2003) estudaram a influência da estratégia de alimentação em um reator ASBBR (2 L), homogeneizado por recirculação externa da fase líquida, e alimentado com água residuária sintética (500 mgDQO L^{-1}) e tempo de ciclo igual a 6 horas. Nas condições de operação em batelada alimentada foram avaliadas as durações de alimentação de 60, 120, 240 e 360 minutos. Comparando os resultados obtidos para as etapas de operação em batelada alimentada com a operação em batelada, os autores observaram que o sistema atingiu valores de eficiência muito próximos ($> 80\%$), o que flexibiliza o processo para os casos onde não se disponha de despejos continuamente, ou seja, a disponibilidade do efluente a ser tratado seja intermitente. Nestes casos mesmo que o tempo de alimentação do reator ocorra em um período maior que aquele convencionalmente utilizado no processo em batelada, não haverá diminuição significativa da eficiência do processo. Além disso, a utilização de uma etapa de alimentação mais longa garante menores concentrações de substrato no reator ao longo de todo o ciclo operacional, ocasionando valores menores de concentração de ácido voláteis, favorecendo a estabilidade do reator.

Assim, o comportamento obtido por Orras *et al.* (2003) foi similar ao obtido no presente trabalho, mostrando, novamente, a flexibilidade que o ASBBR apresenta quanto a forma de alimentação. Vale ressaltar que os valores de DQO de entrada no presente trabalho não eram fixos, como no trabalho apresentado por Orras *et al.* (2003), mostrando que mesmo assim o sistema apresentou estabilidade.

Cavalhero e Zaiat (2006) avaliaram a influência da estratégia de alimentação sobre o desempenho de um ASBBR (10 L), no tratamento de esgoto sanitário (mesmo utilizado no presente trabalho) com tempo de ciclo igual a 8 horas. O sistema foi monitorado em batelada típica, batelada alimentada com tempo de alimentação durante 50% do ciclo e batelada alimentada típica, sendo constatado que o sistema em batelada alimentada durante 50% do ciclo foi o mais eficiente na remoção de material orgânico na forma de DQO

filtrada (eficiência de 88%), seguido do batelada alimentada típica (71%) e batelada típica (60%). Verifica-se comportamento um pouco distinto do obtido no presente trabalho, apesar da água residuária ser a mesma (em síntese a água residuária do trabalho de Cavalhero e Zaiat (2006), apesar de ser da mesma origem do afluente do presente estudo, elas apresentam composição um pouco diferente, em virtude do trabalho dos referidos autores a água residuária ser armazenada em um reservatório, denominado tanque pulmão, o que proporciona a sedimentação dos sólidos, enquanto que no presente trabalho a água residuária era captada antes da entrada deste tanque pulmão, apresentando assim maiores concentrações de sólidos), pois o sistema operado em batelada típica apresentou desempenho significativo pior na remoção de matéria orgânica no trabalho de Cavalhero e Zaiat (2006). Porém, comportamento similar nos dois trabalhos foi observado na redução do desempenho do sistema quando operado em batelada alimentada típica, em relação ao sistema operado em batelada alimentada durante 50% do ciclo.

Cavalhero e Zaiat (2006) também observaram que o ASBBR apresentava sedimentação de sólidos na alimentação do sistema antes que a lâmina d'água atingisse o impelidor. Como, no presente trabalho, a alimentação do ASBBR ocorreu pela parte inferior do reator e como a vazão de entrada pela tubulação provoca um turbilhonamento dentro do reator na parte inferior, conclui-se que antes da lâmina d'água atingir o impelidor não ocorreu sedimentação dos sólidos no sistema por falta de mistura, devido a esta turbulência causada na entrada do reator.

5.5. Comparação das Estratégias de Alimentação (Batelada Típica x Batelada Alimentada) no reator ASBR

Conforme descrito anteriormente as condições de alimentação batelada típica, batelada alimentada durante 50% e 75% do ciclo apresentaram melhores desempenhos quando comparadas as outras condições avaliadas. Assim, na Tabela 5.26 é apresentado alguns parâmetros escolhidos para auxiliar na análise da comparação do sistema ASBR operado nas estratégias de alimentação batelada típica e batelada alimentada durante 50% e 75% do ciclo.

Observa-se na Tabela 5.26 que o sistema ASBR quando operado nas três condições de alimentação apresentou comportamentos semelhantes, sendo evidenciado um pequeno melhor desempenho na remoção de matéria orgânica na forma de DQO filtrada na condição de batelada alimentada durante 75% do ciclo.

Tabela 5.26. Parâmetros comparativos do sistema ASBR operado nas condições de alimentação batela típica, batelada alimentada durante 50% e 75% do ciclo.

ASBR			
Parâmetro	Batela Típica	Batela alimentada durante:	
		50% do ciclo	75% do ciclo
Efic. DQO_{Bruta} (%)	69,0	70,3	70,3
Efic. $DQO_{Filtrada}$ (%)	80,1	84,4	85,4
Produção de Alcalinidade, $mgCaCO_3 L^{-1}$	27,7	42,2	64,0
Produção de Ácidos Voláteis, $mgHAc L^{-1}$	0	0	0
Efic. ST (%)	30,0	28,7	28,1
K_l^{app} (h^{-1})	1,391	1,967	1,035

Quanto a alcalinidade observa-se que ocorreu, em média, produção de alcalinidade a bicarbonato em ambos sistemas. Já para a produção de ácidos voláteis observa-se que em ambas condições a concentração média de ácidos voláteis do efluente foi menor que a do afluente. Assim, conclui-se que o sistema ASBR apresentou estabilidade para estas três condições avaliadas.

Portanto, a partir dos dados apresentados na Tabela 5.26 não é possível diagnosticar uma diferença expressiva no desempenho do sistema ASBR quando operado nas três condições avaliadas, pois estas apresentaram comportamentos similares, mostrando a flexibilidade operacional que o sistema possui. Porém, ressaltar-se que o processo de batelada alimentada apresenta uma grande vantagem, pois flexibiliza o processo para os casos onde não se disponha de despejos continuamente, ou seja, a disponibilidade do efluente a ser tratado seja intermitente. Nestes casos mesmo que o tempo de alimentação do reator ocorra em um período maior que aquele convencionalmente utilizado no processo em batelada, não haverá diminuição significativa da eficiência do processo. Além disso, a utilização de uma etapa de alimentação mais longa garante menores concentrações de substrato no reator ao longo de todo o ciclo operacional, ocasionando valores menores de concentração de ácido voláteis, favorecendo a estabilidade do reator.

5.6. Análise Microbiana

Na Figura 5.58 são apresentados imagens obtidas por microscopia óptica da amostra de lodo proveniente de UASB (ETE/EESC) utilizado como inóculo dos reatores. Verifica-se presença de *Methanosaeta* e bacilos de bordas arredondadas. Não foram detectados bacilos fluorescentes.

Figura 5.58. Imagens obtidas do inóculo utilizado nos reatores.

Na Figura 5.59 são apresentados imagens obtidas por microscopia óptica da amostra do lodo do reator granulado (ASBR) pertinente ao final da condição batelada típica. Verifica-se a presença de bacilos com morfologias diversas (curvos, com inclusões, etc.), bacilos coloniais semelhantes a zoogléia, protozoários flagelados e cocos. Também foi detectado presença em grande quantidade de microrganismos não típicos de sistemas anaeróbios (microrganismos característicos de microaerofilia), e portanto, não sendo evidenciado uma microbiota especificamente metanogênica (pouca quantidade de *Methanosaeta*). Não foi detectado bacilos fluorescentes.

Na Figura 5.60 são apresentados imagens obtidas por microscopia óptica da amostra da biomassa presente na espuma de poliuretano do reator ASBBR pertinente ao final da condição batelada típica. Verifica-se a presença, em grande maioria, de fototróficas anoxigênicas. Também foi evidenciado presença de bacilos diversos, filamentos formados por uma cadeia de bacilos e *Methanosaeta*. Não foi detectado bacilos fluorescentes.

Figura 5.59. Imagens obtidas do lodo proveniente do ASBR correspondente ao final da condição batelada típica.

Figura 5.60. Imagens obtidas da biomassa presente na espuma de poliuretano do ASBBR pertinente ao final da condição batelada típica.

A probabilidade de existência de crescimento das bactérias fototróficas anoxigênicas no ambiente anaeróbio e na ausência de luz é baixa. Porém, SARTI et al. (2005b) em estudo com ASBBR (1,2 m³) também observaram a colonização destas bactérias e sugeriram que o aparecimento dessa morfologia é devido ao metabolismo associado ao aprisionamento dos gases resultantes da degradação anaeróbia (contendo H₂S) nos cubos de espumas de poliuretano.

Na Figura 5.61 são apresentados imagens obtidas por microscopia óptica da amostra do lodo do reator granulado (ASBR) pertinente ao final da condição batelada alimentada. Verifica-se a presença de bacilos com morfologias diversas (curvos, com inclusões, etc.), bacilos coloniais semelhantes a zoogléia, protozoários flagelados e cocos. Também foi detectado presença em grande quantidade de microrganismos não típicos de sistemas anaeróbios (microrganismos característicos de microaerofilia). Foi evidenciado pouca quantidade de *Methanosaeta*, e, portanto, não sendo uma microbiota especificamente metanogênica. Também foi detectado cocos fluorescentes (*Methanobrevibacter*) e *Beggiatoa*. Constata-se que as morfologias obtidas no final da condição batelada típica são semelhantes as obtidas na batelada alimentada, ou seja, a mudança de condição de alimentação não variou a morfologia da biomassa do sistema.

Na Figura 5.62 são apresentados imagens obtidas por microscopia óptica da amostra da biomassa presente na espuma de poliuretano do reator ASBBR pertinente ao final da condição batelada alimentada. Verifica-se a presença, em grande maioria, de fototróficas anoxigênicas. Também foi evidenciado presença de bacilos diversos, filamentos formados por uma cadeia de bacilos e *Methanosaeta* (estas em poucas quantidades). Foi detectado cocos fluorescentes (*Methanobrevibacter*). Constata-se que as morfologias obtidas no final da condição batelada típica são semelhantes as obtidas na batelada alimentada, ou seja, a mudança de condição de alimentação não variou a morfologia da biomassa do sistema.

Figura 5.61. Imagens obtidas do lodo proveniente do ASBR correspondente ao final da condição batelada alimentada.

Figura 5.62. Imagens obtidas da biomassa presente na espuma de poliuretano do ASBBR pertinente ao final da condição batelada alimentada.

6. CONCLUSÕES

De posse dos resultados pode-se concluir que:

- no reator anaeróbio operado em bateladas seqüências com biomassa imobilizada (ASBBR) o aumento da intensidade de agitação de 40 rpm para 80 rpm permitiu uma melhoria nos fluxos de transferência de massa e portanto, aumentou a velocidade de consumo de substrato;

- no reator anaeróbio operado em bateladas seqüências com biomassa granulada (ASBR) o aumento da intensidade de agitação de 40 rpm para 80 rpm proporcionou uma desestabilização do sistema, provavelmente por causa da ruptura dos grânulos provocada pela maior agitação;

- os sistemas operados com impelidor do tipo hélice apresentaram algumas vantagens em relação aos sistemas operados com os outros impelidores, tais como: melhor eficiência de remoção de sólidos, maior valor da constante cinética de primeira ordem (melhor fluxo de transferência de massa e consequentemente maior consumo de substrato); e maior produção de alcalinidade, ou seja, maior estabilidade para o sistema;

- a condição que apresentou melhor desempenho no sistema ASBR foi impelidor do tipo turbina de pás planas e intensidade de agitação igual a 40 rpm. Já para o sistema ASBBR a condição que apresentou melhor desempenho foi impelidor do tipo hélice e intensidade de agitação igual a 80 rpm;

- não foi possível diagnosticar uma diferença expressiva no desempenho do sistema ASBR e ASBBR, operados em batelada típica e nas suas melhores condições de intensidade de agitação e tipo de impelidor, mostrando comportamentos no desempenho dos sistemas semelhantes;

- tanto o sistema ASBR como o ASBBR quando operados nas condições de batelada típica, batelada alimentada durante 50% e 75% do ciclo apresentaram melhores eficiências de remoção de matéria orgânica, ou seja, os sistemas quando operados nas condições de batelada alimentada durante 25% do ciclo e batelada alimentada típica

apresentaram piores desempenhos de remoção de matéria orgânica, porém, ressalta-se que para estas condições de operação o sistema apresentou estabilidade operacional;

- não é possível diagnosticar uma diferença expressiva no desempenho dos sistemas ASBR e ASBBR quando operados nas condições de batelada típica, batelada alimentada durante 50% e 75% do ciclo, pois estas apresentaram comportamentos similares, mostrando a flexibilidade operacional que o sistema possui. Porém, ressalta-se que o processo de batelada alimentada apresenta uma grande vantagem, pois flexibiliza o processo para os casos onde não se disponha de despejos continuamente, ou seja, a disponibilidade do efluente a ser tratado seja intermitente. Nestes casos mesmo que o tempo de alimentação do reator ocorra em um período maior que aquele convencionalmente utilizado no processo em batelada, o presente estudo mostrou que não haverá diminuição significativa da eficiência do processo; e

- comparando os sistemas ASBBR e ASBR verificou-se que estes apresentaram comportamentos similares em todas as condições de operação de batelada alimentada avaliadas, não sendo possível, estatisticamente apontar um sistema com melhor desempenho. Porém, uma vantagem do reator ASBBR em relação ao ASBR é quanto a sensibilidade da biomassa no sistema, pois esta no sistema ASBR fica mais exposta aos agentes externos (ex: compostos tóxicos), tendo assim uma maior facilidade de desestabilizar. Outro fato que limita o uso do ASBR é caso ocorra um descuido no sistema de automação como, por exemplo, o momento de iniciar e parar a agitação ou abrir ou fechar uma válvula de descarga pode comprometer na perda da biomassa do sistema. Este fato já não ocorre no ASBBR, pois a biomassa está aderida no meio suporte.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Angenent, L.T.; Dague, R.R. (1995). A Laboratory-Scale Comparison of the UASB and ASBR processes. In: *50th Purdue Industrial Wastewater Conference Proceedings*, Ann Arbor Press, Chelsea, pp. 365-377.
- Angenent, L.T.; Sung, S.; Raskin, L. (2001). Mixing Intensity in Anaerobic Sequencing Batch Reactors Affects Reactor Performance and Microbial Community Structure. In: *Proceedings of the 9th World Congress on Anaerobic Digestion*, Antwerpen, Belgium, p. 267 – 274.
- Bagley, D.M.; Brodtkorb, T.S. (1999). Modeling Microbial Kinetics in an Anaerobic Sequencing Batch Reactor – Model Development and Experimental Validation. *Water Environment Research*, **71**: 1320-1332.
- Bezerra Junior, R. A.; Rodrigues, J. A. D.; Ratusznei, S. M.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2006). Tratamento de Soro de Queijo em ASBBR com Recirculação Operado em Batelada Alimentada: Influência do Tempo de Alimentação, da Carga Orgânica e da Carga de Choque. In: *Anais do I Seminário do Projeto Temático: Desenvolvimento de Sistemas Combinados de Tratamento de Águas Residuárias Visando a Remoção de Poluentes e a Recuperação de Energia e de Produtos dos Ciclos de Carbono, Nitrogênio e Enxofre*. São Carlos – SP. p. 11 – 20.
- Borges, A.C.; Siman, R.R.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2004). Stirred Anaerobic Sequencing Batch Reactor Containing Immobilized Biomass: A Behavior Study When Submitted to Different Fill Times. *Water Science and Technology*, **49**.
- Brito, A.G.; Rodrigues, A.C.; Melo, F.L. (1997). Feasibility of a Pulsed Sequencing Batch Reactor with Anaerobic Aggregated Biomass for the Treatment of Low Strength Wastewaters. *Water Science and Technology*, **35**: 193-198.

- Brunello, G.; Concone, B.R.V. (1986). Agitação e Aeração em Fermentadores. In: Borzani, W.; Lima, U.A.; Aquarone, E. *Engenharia Bioquímica*. 1^a ed., v.3. São Paulo, Edgard Blucher. P. 137 – 167.
- Camargo, E.F.M. (2000). Tratamento Anaeróbio de Águas Residuárias em Batelada, com Microrganismos Imobilizados e Circulação da Fase Aquosa. 207 p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- Camargo, E.F.M.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M. Borzani, W. (2002). Influence of the Liquid Superficial Velocity on the Stability and Performance of an Anaerobic Sequencing Batch Reactor Containing Immobilized Biomass. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, **19**, p. 267 – 275.
- Castro, L.M.; Gianotti, E.P.; Foresti, E. (2005). Perda de Massa e Volume de Espuma de Poliuretano Usada como Meio Suporte em Reator Biológico com Aeração Intermitente. In: *Anais do IV Seminário do Projeto Temático: Desenvolvimento, Análise, Aprimoramento e Otimização de Reatores Anaeróbios para Tratamento de Águas Residuárias*. São Carlos, SP. p. 177-182.
- Cubas, S.A.; Foresti, E.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M. (2001). Influence of the Liquid-Phase Mass Transfer on the Performance of a Stirred Anaerobic Sequencing Batch Reactor Containing Immobilized Biomass. In: *Proceeding of 9th World Congress of Anaerobic Digestion*. Antuérpia, p. 847 – 852.
- Cubas, S.A.; Pinho, S.C.; Foresti, E.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M. (2002). Effects of Solid-Phase Mass Transfer on a Stirred Anaerobic Sequencing Batch Reactor Containing Immobilized Biomass. In: *VII Taller y Simposio Latinoamericano Sobre Digestión Anaerobia*, Mérida, Yucatán, México, pp. 229 – 236.
- Cubas, S.A.; Foresti, E.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M. (2004). Influence of Liquid-Phase Mass Transfer on the Performance of a Stirred Anaerobic Sequencing Batch Reactor Containing Immobilized Biomass. *Biochemical Engineering Journal*, **17**: 99-105.
- Cavalhero, A.; Zaiat, M. (2006) Influência da Estratégia de Alimentação sobre o Desempenho de um Reator Operado em Bateladas Sequenciais (ASBR) Aplicado ao Tratamento de Esgoto Sanitário. In: *Anais do I Seminário do Projeto Temático: Desenvolvimento de Sistemas Combinados de Tratamento de Águas Residuárias Visando a Remoção de Poluentes e a Recuperação de Energia e de Produtos dos Ciclos de Carbono, Nitrogênio e Enxofre*. São Carlos – SP. p. 21 – 30.

- Dague, R.R.; Habben, C.E.; Pidaparti, S.R. (1992). Initial Studies on the Anaerobic Sequencing Batch Reactor. *Water Science and Technology*, **26**: 2429-2432.
- Damasceno, L.H.S.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2004). Efeito do Estado de Agitação sobre o Comportamento do ASBR com Biomassa Imobilizada no Tratamento de Soro de Queijo. In: *Anais do III Seminário do Projeto Temático: Desenvolvimento, Análise, Aprimoramento e Otimização de Reatores Anaeróbios para Tratamento de Águas Residuárias*. São Carlos, SP. p. 184-192.
- Damasceno, L.H.S. (2004). *Tratamento de Soro de Queijo no ASBR: Influência da Estratégia de Alimentação*. 137 p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo.
- Fernandes, L.; Kennedy, K.J.; Ning, Z. (1993). Dynamic Modeling of Substrate Degradation in Sequencing Batch Anaerobic Reactors (SBAR). *Water Research*, **27**: 1619-1628.
- Garcia, M.L.; Sakamoto, I.K.; Zaiat, M. (2005). Avaliação do Suporte no Desempenho de Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Sequenciais com Agitação, Contendo Biomassa Imobilizada no Tratamento de Esgoto Sanitário. In: *Anais do IV Seminário do Projeto Temático: Desenvolvimento, Análise, Aprimoramento e Otimização de Reatores Anaeróbios para Tratamento de Águas Residuárias*. São Carlos, SP. p. 190-197.
- Gogate, P.R.; Beenackers, A.A.C.M.; Pandit, B. (2000). Multiple Impeller Systems With a Special Emphasis on Bioreactors: a Critical Review. *Biochemical Engineering Journal*, **6**, p. 109 – 144.
- Huysman, P.; van Meenen, P.; van Assche, P.; Verstraete, W. (1983). Factors Affecting the Colonization of Non Porous and Porous Packing Materials in Model Upflow Methane Reactors. *Biotechnology Letters*, **5**, p. 643 – 648.
- Kato, M.T.; Andrade Neto, C.O.; Chernicharo, C.A.L.; Foresti, E.; Cybis, L.F. (1999). Configurações de Reatores Anaeróbios. In: Campos, J. R. Tratamentos de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. PROSAB. Rio de Janeiro. ABES.
- Kennedy, K.J.; Sanchez, W.A.; Hamoda, M.F.; Droste, R.L. (1991). Performance of Anaerobic Sludge Blanket Sequencing Batch Reactors. *Research Journal of Water Pollution Control Federation*, **63**, p. 75 – 83.

- Lapa, K.R.; Garcia, M. L.; Sakamoto, I.K.; Gianotti, E.P.; Garbossa, L.H.P.; Foresti, E.; Zaiat, M. (2005-a). Influência de Materiais Suportes no Desempenho de Reator Anaeróbio Operado em Bateladas Sequenciais Aplicado ao Tratamento de Esgoto Sanitário. In: *Anais do IV Seminário do Projeto Temático: Desenvolvimento, Análise, Aprimoramento e Otimização de Reatores Anaeróbios para Tratamento de Águas Residuárias*. São Carlos, SP. p. 171-176.
- Lapa, K.R.; Souza, T.S.O.; Garbossa, L.H.P.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2005-b). Influência da Recirculação da Fase Aquosa no Tratamento de Esgotos Sanitário Utilizando Reator Anaeróbio, em Escala Piloto, Operado em Bateladas Sequenciais com Biomassa Imobilizada (ASBBR). In: *Anais do IV Seminário do Projeto Temático: Desenvolvimento, Análise, Aprimoramento e Otimização de Reatores Anaeróbios para Tratamento de Águas Residuárias*. São Carlos, SP. p. 164-170.
- Michelan, R. (2006). *Influência do Tipo de Impelidor sobre o Desempenho do Reator Anaeróbio em Batelada Sequencial com Biomassa Granulada Tratando Esgoto Sintético*. 181 p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo.
- Ndon, U.J.; Dague, R.R. (1994). Performance e Modeling of the Anaerobic Sequencing Batch Reactor Treating Low Strength Wastewater at Various Temperatures. In: *67th Annual Conference & Exposition: WEFTEC'94*. Chicago, Illinois, Water Environment Federation. p. 253 – 264.
- Orra, A.A.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M. (2003). Influência da Estratégia de Alimentação em Reator Anaeróbio com Reciclo da Fase Aquosa e Biomassa Imobilizada Operado em Batelada Alimentada Sequencial. In: *Anais do II Seminário do Projeto Temático: Desenvolvimento, Análise, Aprimoramento e Otimização de Reatores Anaeróbios para Tratamento de Águas Residuárias*. São Carlos, SP. p. 48-57.
- Pinho, S.C. (2004) *Tratamento de Água Residuária Parcialmente Solúvel em Reator Anaeróbio em Batelada Sequencial Contendo Biomassa Imobilizada e Agitação Mecânica: Análise da Influência da Intensidade de Agitação e do Tamanho de Biopartícula*. 128 p. Tese (Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo.
- Pinho, S.C.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Foresti, E.; Zaiat, M. (2004). Feasibility of Treating Partially Soluble Wastewater in Anaerobic Sequencing Batch Biofilm Reactor (ASBBR) with Mechanical Stirring. *Bioresource Technology*. (no prelo)

- Ramos, A.C.T.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M. (2003). Mass Transfer Improvement of a Fixed-Bed Anaerobic Sequencing Batch Reactor With Liquid-Phase Circulation. *Interciencia*, **28**, p. 214 – 219.
- Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Camargo, E.F.M.; Zaiat, M.; Borzani, W. (2000). Feasibility of a Stirred Anaerobic Sequencing Batch Reactor Containing Immobilized Biomass for Wastewater Treatment. *Bioresource Technology*, **75**, p. 127 – 132.
- Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Camargo, E.F.M.; Zaiat, M.; Borzani, W. (2001). Influence of Agitation Rate on the Performance of a Stirred Anaerobic Sequencing Batch Reactor Containing Immobilized Biomass. *Water Science and Technology*, **44**(4): 305-412.
- Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M. (2002). Operating Feasibility of Anaerobic Whey Treatment in a Stirred Sequencing Batch Reactor Containing Immobilized Biomass. In: *VII Taller y Simposio Latinoamericano sobre Digestión Anaerobia*, Mérida. Yucatán, México, p. 330 – 337.
- Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Camargo, E.F.M.; Ribeiro, R.; Zaiat, M. (2003-a). Effect of Feeding Strategy on a Stirred Anaerobic Sequencing Fed-Batch Reactor Containing Immobilized Biomass. *Bioresource Technology*, **90**: 199-205.
- Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M. (2003-b). Operating Feasibility of Anaerobic Whey Treatment in a Stirred Sequencing Batch Reactor Containing Immobilized Biomass. *Water Science and Technology*, **48**: 179-186.
- Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Camargo, E.F.M.; Zaiat, M. (2003-a). Influence of Agitation Rate on the Performance of an Anaerobic Sequencing Batch Reactor Containing Granulated Biomass Treating Low-Strength Wastewater. *Advances in Environmental Research*, **7**: 405-410.
- Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M. (2003-b). Fed-Batch and Batch Operating Mode Analysis of a Stirred Anaerobic Sequencing Reactor with Self-Immobilized Biomass Treating Low-Strength Wastewater. *Journal of Environmental Management*, **69**: 193-200.
- Sarti, A.; Garcia, M. L.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2002). Avaliação do Desempenho do Reator Batelada Anaeróbio com Biomassa Imobilizada no Tratamento de Esgoto Sanitário. In: *Anais do I Seminário do Projeto Temático: Desenvolvimento, Análise, Aprimoramento e Otimização de Reatores Anaeróbios para Tratamento de Águas Residuárias*. São Carlos, SP. p. 89-94.

- Sarti, A.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2005). Tratamento de Esgoto Sanitário Utilizando Reatores Anaeróbios Operados em Bateladas Sequenciais. In: *Anais do IV Seminário do Projeto Temático: Desenvolvimento, Análise, Aprimoramento e Otimização de Reatores Anaeróbios para Tratamento de Águas Residuárias*. São Carlos, SP. p. 97-105.
- Sarti, A.; Pozzi, E.; Chinalia, F. A.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2005b) The performance of an anaerobic sequencing batch biofilm reactor treating domestic sewage colonized by anoxygenic phototrophic bacteria. Article in Press. *Chemofesre*.
- Shizas, I.; Bagley, D.M. (2002). Improving Anaerobic Sequencing Batch Reactor Performance by Modifying Operation Parameters. *Water Research*, **36**, p. 363 – 367.
- Siman, R.R. (2003). *Reator Anaeróbio em Batelada Sequencial Contendo Biomassa Imobilizada Submetido a Aumento de Carga Orgânica Tratando Água Residuária Sintética*. 170 p. Dissertação (mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- Siman, R.R.; Borges, A.C.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Foresti, E.; Borzani, W. (2004). Organic Loading Analysis in Anaerobic Sequencing Batch Reactor with Immobilized Biomass: Effects of Cycle Time and Wastewater Concentration. *Journal of Environmental Management*, **72**: 241-247.
- Speece, R.E. (1996). *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters*. New York. Archae Press.
- Standard Methods for Examination of Water and Wastewater* (1998). APHA, AWWA, WPCF. Washington D.C., American Public Health Association. 20th edition.
- Sung, S.; Dague, R.R. (1992). Fundamental Principles of the Anaerobic Sequencing Batch Reactor Process. In: *47th Purdue Industrial Waste Conference*. Proceedings, Purdue University, p. 393 – 408.
- Sung, S.; Dague, R.R. (1995). Laboratory Studies on the Anaerobic Sequencing Batch Reactor. *Water Environmental Research*, **67**: 294-301.
- Thiemann, J. E. (2001). Construção de Equipamentos de Fermentação. In: Schmidell, W.; Lima, U. A.; Aquarone, E.; Bozani, W. *Biotecnologia Industrial*. Vol. 02. São Paulo – SP. Ed. Edgard Blücher Ltda. p. 441 – 492.
- Timur, H.; Östürk, I. (1999). Anaerobic Sequencing Batch Reactor Treatment of Landfill Leachate. *Water Research*, **33**: 3225-3230.
- van't Riet, K.; Tramper, J. (1997). *Basic Bioreactor Design*. 1^a ed.: Nova York, Marcel Dekker, Inc.

- Vela, F.J. (2006). Tratamento de Esgoto Sanitário em Reatores Anaeróbios Operados em Bateladas Seqüenciais e Periodicamente Aerados. 155 p. Tese (Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo.
- Vrábel, P.; van der LANS, R.G.J.M.; Luyben, K.C.A.M.; Boon, L.; Nienow, A.W. (1998). Mixing in Large-Scale Vessels Stirred With Multiple Radial or Radial and Axial Up-Pumping Impellers: Modeling and Measurements. *Chemical Engineering Science*, **55**, p. 5881 – 5896.
- Zaiat, M.; Cabral, A.K.A.; Foresti, E. (1994). Horizontal-Flow Anaerobic Immobilized Sludge Reactor for Wastewater Treatment: Conception and Performance Evaluation (in Portuguese). *Revista Brasileira de Engenharia – Caderno de Engenharia Química*, **11**: 33-42.
- Zaiat, M.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Camargo, E.F.M.; Borzani, W. (2001). Anaerobic Sequencing Batch Reactors for Wastewater Treatment: A Developing Technology. *Applied Microbiology and Biotechnology*, **55**: 29-35.
- Zhang, R.; Yin, Y.; Sung, S.; Dague, R.R. (1996). Anaerobic Treatment of Suine Wwaste by the Anaerobic Sequencing Batch Reactor. In: *51th Purdue Industrial Waste Conference*. Proceedings. Purdue University, West Lafayette, Indiana, p. 315 – 321.
- Zimmer, T. R. (2006). *Influência da Carga Orgânica e do Tempo de Enchimento Sobre o Desempenho do Reator Anaeróbio em Batelada Seqüencial com Biomassa Granulada Tratando Soro de Queijo*. 136 p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo.

APÊNDICE A

(CUSTO DE IMPLANTAÇÃO DO SISTEMA E POPULAÇÃO ATENDIDA)

Na Tabela A1 são apresentados os materiais necessários para montagem do experimento, bem como os respectivos preço unitário e total. Ressalta-se que este montante é referente a montagem dos dois reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais.

Tabela A1. Matérias necessários para a montagem do experimento

Descrição	Unid.	Quant	Valor Unitário (R\$)	Valor Total (R\$)
Bomba hidráulica (auto-escorvante de rotor aberto, 1/2CV)	un.	4	900,00	3.600,00
Motor (4 polos, 3 cv) com redutor de velocidade (MR5, redução 8)	un.	2	1.100,00	2.200,00
Válvula solenóide (ar comprimido – 50 mm)	un.	2	1.200,00	2.400,00
Inversor de frequência	un.	2	1.200,00	2.400,00
Espuma (5 cm de aresta, densidade 23 kg m ⁻³) para retenção da biomassa	m ³	0,8	960,00	768,00
Temporizadores (“timers”)	un.	8	50,00	400,00
Bóia para desligamento da bomba	un.	2	60,00	120,00
Material hidráulico (tubulação, registro, válvula, adaptadores, peças especiais, etc.)	un.	1	3.000,00	3.000,00
Material de aço inox 304	un.	1	5.000,00	5.000,00
Material férreo para suporte do conjunto moto-redutor	un.	2	50,00	100,00
Material elétrico (tomada, fio, contator, rele, disjuntor)	un.	1	500,00	500,00
Tanque cilíndrico de polietileno (1,2 m ³)	un.	2	2.000,00	4.000,00
TOTAL GERAL				24.488,00

Na Tabela A2 é apresentado a descrição da mão de obra necessária para a instalação e montagem do experimento.

Tabela A2. Mão de obra necessária para a instalação e montagem do experimento

Descrição	Unid.	Quant	Valor Unitário (R\$)	Valor Total (R\$)
Mão de obra hidráulica	un.	1	700,00	700,00
Mão de obra metalúrgica (torneiro)	un.	1	1.000,00	1.000,00
Mão de obra elétrica	un.	1	900,00	900,00
Manutenção	un.	1	500,00	500,00
TOTAL GERAL				3.100,00

Assim, o montante total necessário para a implantação do experimento é:

TOTAL: R\$ 24.488,00 + R\$ 3.100,00

TOTAL: R\$ 27.588,00

Considerando que um reator trata por ciclo um volume de água residuária igual a $0,65 \text{ m}^3$, e que são 3 (três) ciclos diários, têm-se um volume tratado por dia igual a $1,95 \text{ m}^3$. Como são dois reatores o volume tratado por dia é igual a $3,9 \text{ m}^3$.

Assim, o investimento inicial para este sistema tratar 1 m^3 por dia é igual a:

$$\text{Investimento inicial para tratar } 1 \text{ m}^3 \text{ dia}^{-1} = \frac{27.588,00}{3,9} = \text{R\$ } 7.073,8$$

Considerando o consumo per capita igual a $150 \text{ l hab}^{-1} \text{ dia}^{-1}$ e que o coeficiente de retorno seja igual a 0,8 (NBR 9649 – ABNT) têm-se que:

$$\text{Volume de resíduo líquido} = 150 \cdot 0,8 = 120 \frac{\text{l}}{\text{hab} \cdot \text{dia}}$$

Como um reator possui capacidade para tratar $1,95 \text{ m}^3 \text{ dia}^{-1}$, têm-se que:

$$\text{Número de habitantes que um reator atende} = \frac{1.950 \frac{l}{dia}}{120 \frac{l}{hab \cdot d}} = 16 \text{ habitantes}$$

Como são dois reatores, pode-se dizer que o experimento é uma escala piloto que atende o tratamento do resíduo líquido de 32 pessoas.

Supondo que a projeção para fazer um sistema deste para atender uma população de 100.000 habitantes fosse linear, o montante gasto para implementar o tratamento seria:

$$\text{Volume de resíduo líquido} = 150 \frac{l}{hab \cdot dia} \cdot 100.000 \text{ hab} \cdot 0,8 (\text{coef. ret.}) = 12.000 \frac{m^3}{dia}$$

Como o investimento inicial para tratar $1m^3 \text{ dia}^{-1}$ é igual a R\$ 7.073,8, seria necessário um investimento igual a R\$ 84.885.600,00 (oitenta e quatro milhões, oitocentos e oitenta e cinco mil e seiscentos reais).

APÊNDICE B

(ENSAIO DE SEDIMENTAÇÃO DO LODO)

Na Figura B1 é apresentado a variação da concentração de sólidos totais em um período de 2 horas pertinente ao ensaio de sedimentação. Para a realização deste ensaio coletou-se um volume (lodo + água residuária) de dentro do ASBR em um momento em que a mistura do lodo e da água residuária já tinha ocorrido e colocou-se este volume em um reator acrílico de seção quadrada até atingir a altura de líquido igual a 1,5 m (mesma altura do ASBR). Após colocado o líquido misto no reator acrílico iniciou-se o teste, sendo para tanto monitorado a concentração de sólidos (através de amostras coletadas em um registro) a uma altura de 45 cm em relação a base do reator acrílico. Esta altura foi adotada por ser a mesma altura de descarga do efluente no reator ASBR.

Observa-se que transcorrido uma hora a concentração de sólidos começa a aumentar, pois o lodo já sedimentado começa a flotar e fica na região sobrenadante do reator. Como o reator utilizado neste ensaio era acrílico, também foi possível visualmente concluir este ocorrido.

Figura B1. Ensaio de sedimentação.

ANEXO C

(CURVA DE PERMANÊNCIA NO SANEAMENTO)

A curva de permanência é um método estatístico bastante utilizado em estudos hidrológicos, principalmente nos estudos de vazões dos mananciais. Tal curva representa a parcela de tempo (em porcentagem) que uma determinada vazão é igualada ou superada durante um período analisado. Assim, quando descreve uma vazão de permanência igual a 80% ($Q_{80\%}$) significa que 80% do tempo vão ocorrer vazões no manancial igual ou superiores a este valor ($Q_{80\%}$).

As vazões mínimas obtidas da curva de permanência são índices muito utilizados em estudos de disponibilidade hídrica, principalmente em processos de concessão de outorga, sendo as vazões associadas às permanências de 90 ($Q_{90\%}$) e 95% ($Q_{95\%}$) as mais utilizadas nestes processos, pois representam que 90 ou 95% do tempo vão ocorrer vazões iguais ou superiores a estes valores. A legislação relativa à outorga, na União e em alguns Estados do Brasil, para utilização dos recursos hídricos superficiais em cursos d'água estabelece critérios diferenciados das vazões utilizadas como referência para a concessão de outorga, sendo que a União adota 70% da $Q_{95\%}$, enquanto que o Distrito Federal, a Bahia e Pernambuco adotam 80% da $Q_{90\%}$ como limites máximos das vazões a serem outorgadas (GARRIDO, 2003).

Na Figura C1 é apresentado uma curva de permanência de vazões, onde observa-se que a maior vazão evidenciada no manancial foi igual a $3.070 \text{ m}^3\text{s}^{-1}$. Porém tal vazão não possui uma permanência considerável no manancial, sendo constatado que esta vazão é igualada ou superada em 0,11% do tempo. Já a menor vazão evidenciada no manancial foi igual a $31 \text{ m}^3\text{s}^{-1}$, sendo constatado que em 100% do tempo vai ocorrer uma vazão maior ou igual a esta no manancial. Continuando a analisar a curva de permanência verifica-se que a vazão associada a permanência de 90% ($Q_{90\%}$) é igual a $105 \text{ m}^3\text{s}^{-1}$, enquanto que a vazão associada a permanência de 50% ($Q_{50\%}$) é igual a $252 \text{ m}^3\text{s}^{-1}$.

As vazões mínimas obtidas da curva de permanência são muito utilizadas pelos órgãos gestores de recursos hídricos, pois na prática a vazão mínima ocorrida em um dia tem pouca importância, pois normalmente durações maiores apresentam maior interesse ao usuário, já que a permanência de magnitudes reduzidas é que representam uma situação desfavorável para a demanda ou para as condições de conservação ambiental. Assim, a vazão mínima é caracterizada tanto pela sua magnitude com pela sua duração.

Figura C1. Curva de permanência de vazões.

Baseado na curva de permanência de vazões em estudos hidrológicos, o presente trabalho tem como objetivo elaborar curva de permanência para os dados obtidos no tratamento de águas residuárias. Tais dados podem ser Demanda Química de Oxigênio (DQO), Sólidos Suspensos Voláteis (SSV), pH, Oxigênio Dissolvido, Nitrogênio, etc.

Assim, tem-se como intuito gerar curva de permanência para uma dada variável do sistema de tratamento de águas residuárias para proporcionar ao responsável pelo tratamento maior sensibilidade do processo. Porém, ao contrário da hidrologia (vazões), o objetivo da curva de permanência para os dados de saneamento é representar a parcela de tempo (em porcentagem) que uma determinada variável é igualada ou **não** superada durante um período analisado. Assim, quando descreve uma DQO de permanência igual a 80% (DQO_{80%}) significa que 80% do tempo vão ocorrer valores de DQO no efluente menor ou igual a este valor (DQO_{80%}).

Como os padrões de lançamento de efluentes líquidos nos mananciais estabelecidos pela deliberação normativa dos órgãos gestores são baseados em valores únicos estabelecidos, faz-se como sugestão adotar valores baseados em uma dada permanência, dando maior flexibilidade ao responsável pelo tratamento. Como exemplo, cita-se uma descarga no afluente vinda de uma rede clandestina que descaracteriza o afluente, fazendo com que naquele momento o tratamento não satisfaça as condições de lançamento pré-

estabelecido pelos órgãos gestores. Porém, este foi um fato isolado não caracterizando que o tratamento não satisfaça as condições pré-estabelecidas, pois a permanência em que o efluente ficou com qualidade ruim não foi significativa.

Na sequência é apresentada a metodologia para estimar a curva de permanência para dados do saneamento, especificamente para a DQO_{bruta} , bem como a curva de permanência da DQO_{bruta} obtida para os afluentes e efluentes dos sistemas de tratamento ASBR e ASBBR do presente trabalho.

1.C. Metodologia para estimativa da curva de permanência da DQO

Para o traçado da curva de permanência da DQO deve-se organizar os dados em uma distribuição de frequência, bastando, para isso, definir os intervalos de classe em função da amplitude dos valores de DQO obtidos nas análises e pela associação de cada uma destas classes ao número de registros observados de valores de DQO em cada intervalo. Assim, o primeiro passo para a estimativa da curva de permanência é definir o intervalo das classes de frequências. Como sugestão recomenda-se 50 classes de frequência para a estimativa da curva. Como existe no banco de dados uma grande variação na magnitude dos valores de DQO é recomendado o uso da escala logarítmica no cálculo de cada intervalo, o qual pode ser calculado pela seguinte equação:

$$\Delta X = \frac{[\ln(DQO_{m\acute{a}x}) - \ln(DQO_{m\acute{i}n})]}{n} \quad (C.1)$$

em que:

- ΔX = intervalo de classe;
- $DQO_{m\acute{a}x}$ = DQO máxima do banco de dados;
- $DQO_{m\acute{i}n}$ = DQO mínima do banco de dados; e
- N = número de intervalos escolhidos (recomenda-se 50).

Os limites dos intervalos de classe é calculado a partir da menor DQO ($DQO_{m\acute{i}n}$), adicionando-se a esta o intervalo calculado anteriormente, o que resulta na DQO do limite superior do intervalo i , e assim por diante.

$$DQO_{i+1} = \exp[\ln(DQO_i) + \Delta x] \quad (C.2)$$

Após o cálculo dos limites correspondentes a cada classe de frequência deve ser procedida, utilizando os valores da DQO do banco de dados, a determinação do número de registros observados de valores de DQO que se enquadra na classe de frequência obtida. A frequência (f_i) associada a cada classe é calculada pela equação:

$$f_i = \frac{Nq_i}{NT} \cdot 100 \quad (C.3)$$

em que:

- Nq_i = número de registros de valores de DQO em cada intervalo; e
 NT = número total de dados de DQO.

De posse da frequência associada a cada classe é calculada a frequência acumulada, ou seja, acumula-se as frequências de cada classe no sentido de menor DQO para maior. Para plotar a curva de permanência utiliza-se as frequências acumuladas como abscissa e os valores de DQO correspondente aos limites inferiores do intervalo de classe como ordenadas.

Para a obtenção da curva de permanência das outras variáveis de interesse no saneamento deve-se proceder a mesma metodologia, porém com os dados da variável de interesse no lugar da DQO.

2.C. Curva de permanência da DQO bruta afluyente

Na Figura C2 é apresentado a curva de permanência da DQO bruta afluyente dos reatores ASBR e ASBBR para o período de julho a dezembro de 2006, totalizando um número de amostras igual a 50. Enfatiza-se que o afluyente para ambos os reatores foi o mesmo, sendo por isso apresentado uma única curva de permanência. Verifica-se que o maior valor observado de DQO bruta afluyente foi igual a 955 mg l^{-1} , correspondendo a $DQO_{100\%}$, ou seja, 100% do tempo vão ocorrer valores de DQO bruta afluyente menores que 955 mg l^{-1} . Também é constatado que 90% do tempo os valores de DQO bruta afluyente dos sistemas de tratamento são inferiores a 890 mg l^{-1} ($DQO_{90\%}$), ou então, 10% do tempo vão ocorrer valores de DQO bruta afluyente dos sistemas de tratamentos superiores a 890 mg l^{-1} .

Figura C2. Curva de permanência da DQO bruta afluyente dos sistemas ASBR e ASBBR (50 amostras).

Caso o usuário deseje saber a permanência de concentração de matéria orgânica no afluyente dos sistemas de tratamento na forma de DQO bruta, pode-se utilizar a curva de permanência e verificar que 7% do tempo vão ocorrer valores de DQO bruta afluyente inferiores a 500 mg l⁻¹ (DQO_{7%}), ou seja, 93% do tempo as concentrações de matéria orgânica no afluyente dos sistemas de tratamento, na forma de DQO bruta, são superiores a 500 mg l⁻¹.

Esta curva de permanência da DQO afluyente dos sistemas de tratamento mostra a grande variedade da concentração de matéria orgânica afluyente do sistema, sendo evidenciado variação de 350 a 955 mg DQO_{bruta} l⁻¹. Porém estes valores situados nos extremos apresentam pouca permanência, sendo verificado que a faixa de concentração de matéria orgânica na forma de DQO bruta de maior permanência foi de 600 a 800 mg l⁻¹, representando 55% de permanência no tempo.

3.C. Curva de permanência da DQO bruta efluente do sistema ASBR

Na Figura C3 é apresentado a curva de permanência da DQO bruta efluente do reator ASBR para o período de julho a dezembro de 2006, totalizando um número de amostras

igual a 50. Enfatiza-se que as concentrações de matéria orgânica na forma de DQO bruta nos efluente do ASBR variaram consideravelmente, pois neste período foi verificado a influência da intensidade de agitação e do tipo de impelidor, fazendo com que o desempenho do sistema piorasse ou melhorasse. Verifica-se que o maior valor observado de DQO bruta efluente foi igual a 590 mg l^{-1} , correspondendo a $\text{DQO}_{100\%}$, ou seja, 100% do tempo vão ocorrer valores de DQO bruta efluente menores que 590 mg l^{-1} .

Também é contatado que 90% do tempo os valores de DQO bruta efluente do ASBR são inferiores a 396 mg l^{-1} ($\text{DQO}_{90\%}$), ou então, 10% do tempo vão ocorrer valores de DQO bruta efluente do sistema de tratamento ASBR superiores a 396 mg l^{-1} . Assim é constatado que o sistema apresentou efluentes com concentrações de matéria orgânica superiores a $400 \text{ mg DQO}_{\text{bruta}} \text{ l}^{-1}$, porém, foi em apenas 10% do tempo, mostrando que estes valores ocorreram devido a alguma intervenção externa do processo (neste caso o aumento da intensidade de agitação).

Figura C3. Curva de permanência da DQO bruta efluente do sistema ASBR (50 amostras).

Caso o usuário deseja saber a permanência de concentração de matéria orgânica no efluente do sistema de tratamento ASBR na forma de DQO bruta, pode-se utilizar a curva de permanência e verificar que 5% do tempo vão ocorrer valores de DQO bruta efluente inferiores a 179 mg l^{-1} ($\text{DQO}_{7\%}$), porém superiores a 148 mg l^{-1} (menor valor evidenciado de DQO efluente do sistema ASBR), ou seja, 95% do tempo as concentrações de matéria

orgânica no efluente do sistema de tratamento ASBR, na forma de DQO bruta, são superiores a 179 mg l^{-1} .

4.C. Curva de permanência da DQO bruta efluente do sistema ASBBR

Na Figura C4 é apresentado a curva de permanência da DQO bruta efluente do reator ASBBR para o período de julho a dezembro de 2006, totalizando um número de amostras igual a 50. Enfatiza-se que as concentrações de matéria orgânica na forma de DQO bruta nos efluente do ASBBR variaram consideravelmente, pois neste período foi verificado a influência da intensidade de agitação e do tipo de impelidor, fazendo com que o desempenho do sistema piorasse ou melhorasse. Verifica-se que o maior valor observado de DQO bruta efluente foi igual a 478 mg l^{-1} , correspondendo a $\text{DQO}_{100\%}$, ou seja, 100% do tempo vão ocorrer valores de DQO bruta efluente menores que 478 mg l^{-1} .

Figura C4. Curva de permanência da DQO bruta efluente do sistema ASBBR (50 amostras).

Também é constatado que 90% do tempo os valores de DQO bruta efluente dos sistemas de tratamento são inferiores a 321 mg l^{-1} ($\text{DQO}_{90\%}$), ou então, 10% do tempo vão ocorrer valores de DQO bruta efluente do sistema de tratamento ASBBR superiores a

$321 \text{ mg } l^{-1}$. Assim é constatado que o sistema apresentou efluentes com concentrações de matéria orgânica superiores a $320 \text{ mg DQO}_{\text{bruta}} l^{-1}$, porém, foi em apenas 10% do tempo, mostrando que estes valores ocorreram devido a alguma intervenção externa do processo (neste caso o decréscimo da intensidade de agitação).

Caso o usuário deseja saber a permanência de concentração de matéria orgânica no efluente do sistema de tratamento ASBBR na forma de DQO bruta, pode-se utilizar a curva de permanência e verificar que 99% do tempo vão ocorrer valores de DQO bruta efluente superiores a $183 \text{ mg } l^{-1}$ ($\text{DQO}_{1\%}$).