RICARDO NAGAMINE COSTANZI

TRATAMENTO DE EFLUENTES DOMÉSTICOS POR SISTEMAS INTEGRADOS
DE LODOS ATIVADOS E MEMBRANAS DE ULTRAFILTRAÇÃO VISANDO O
REÚSO DE ÁGUA

São Paulo

RICARDO NAGAMINE COSTANZI

TRATAMENTO DE EFLUENTES DOMÉSTICOS POR SISTEMAS INTEGRADOS
DE LODOS ATIVADOS E MEMBRANAS DE ULTRAFILTRAÇÃO VISANDO O
REÚSO DE ÁGUA

Tese apresentada a Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo para a obtenção do
Título de Doutor em Engenharia.

São Paulo
2007

RICARDO NAGAMINE COSTANZI

TRATAMENTO DE EFLUENTES DOMÉSTICOS POR SISTEMAS INTEGRADOS
DE LODOS ATIVADOS E MEMBRANAS DE ULTRAFILTRAÇÃO VISANDO O
REÚSO DE ÁGUA

Tese apresentada a Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo para a obtenção do
Título de Doutor em Engenharia.

Área de Concentração:
Engenharia Hidráulica e Saneamento Básico

Orientador:
Prof. Titular Ivanildo Hespanhol

São Paulo
2007

Este exemplar foi revisado e alterado em relação à versão original, sob responsabilidade única do autor e com a anuência de seu orientador.

São Paulo, de junho de 2007.

Assinatura do autor _____

Assinatura do orientador _____

FICHA CATALOGRÁFICA

Costanzi, Ricardo Nagamine

Tratamento de efluentes domésticos por sistemas integrados de lodos ativados e membranas de ultrafiltração visando o reúso de água / R.N. Costanzi. -- ed.rev. -- São Paulo, 2007. 200 p.

Tese (Doutorado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária.

1.Reúso de água 2.Biorreator com membrana 3.Lodos ativados I.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária II.t.

Dedico este trabalho
À Deus que está em todas as coisas;
À minha mãe, zeladora da vida;
À minha esposa, que cativou a minha alma e
À meus filhos, Rafael e Juliane

AGRADECIMENTOS

Ao Professor Ivanildo Hespanhol pela sabedoria e ensinamentos ao longo do caminho.

Ao Professor José Carlos Mierzwa pelo aprendizado, modelo a ser apreendido, precisão dos pensamentos e amizade.

Ao Professor Pedro Alem Sobrinho pela oportunidade, confiança e amizade.

Aos Professores Roque Passos Piveli, Frederico Lage Filho, Mônica Porto.

Aos amigos e desbravadores do conhecimento Dib gebara, Lucia Naomi, André Negrão, Ricardo Hernandez, Carlos Rosário, Gilberto Sundefeld, Rui, Adriana Caseiro, Adriana Marques, Marcelo Bertacchi, Luciano, Flávio e Daniele.

Aos Professores da Universidade Estadual do Oeste do Paraná Benedito Martins Gomes, Simone Damasceno, Márcio Villas Boas, Ajadir Fazolo, Silvio Cesar Sampaio, Moisés Queiroz, Reginaldo do Santos, Décio Cardoso e Jair Siqueira.

Ao Laboratório de Saneamento da Escola Politécnica e seus funcionários: Fábio, Ângela e Laerte.

Ao Centro Internacional de Referência em Reúso de Água (CIRRA).

Ao Centro Tecnológico de Hidráulica (CTH) e seus funcionários (aqueles que transformam pensamentos em realidade): Sr Ademar, Luís, Zé Russo, Mané, Osmar, Zezinho, Zé Mario, Donizete, Eng. Cláudio.

Ao Senhor Plínio, funcionário do CTH e segundo pai dos alunos de Pós-graduação.

A Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo (FAPESP).

RESUMO

No presente trabalho foram estudados sistemas pilotos de tratamento integrado de lodos ativados com sistemas de separação por membranas de ultrafiltração visando o reúso de água.

O esgoto bruto utilizado foi originado do Conjunto Residencial associado ao esgoto do restaurante universitário da Universidade de São Paulo. Este esgoto possui características físico-químicas e biológicas similares ao esgoto doméstico. O esgoto utilizado nos sistemas de tratamento foram submetidos a pré-tratamento: gradeamento e caixa de areia.

Foram montados dois sistemas pilotos: I) sistema piloto recebendo esgoto doméstico primário com sistema de tratamento composto por reator biológico de lodos ativados (500 L de volume) e sistema de separação por membranas de ultrafiltração tipo tubular ($1,4 \text{ m}^2$ de área superficial) externa ao tanque de aeração. Este sistema apresentou como resultados principais: taxas médias de produção de permeado de $22,9 \pm 2,7 \text{ xL.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ e $17 \times 10^{-2} \pm 2,7 \times 10^{-2} \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{KPa}^{-1}$; valores característicos do permeado em relação à variável turbidez média de $0,3 \pm 0,1 \text{ UNT}$, cor real média de $31,2 \pm 4,6 \text{ mg de PtCo.L}^{-1}$, sólidos dissolvidos totais de $201 \pm 47 \text{ mg.L}^{-1}$ e sólidos suspensos totais não detectável. O sistema de lodos ativados operou em regime de aeração prolongada. II) sistema piloto recebendo esgoto doméstico, após tratamento anaeróbio em reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), composto por reator biológico de lodos ativados (1.500 L) e sistema de separação por membrana de ultrafiltração tipo espiral ($14,4 \text{ m}^2$ de área superficial) interna ao tanque de aeração. Este sistema apresentou como resultados principais: taxas médias de produção de permeado de $16,1 \pm 4,1 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$; valores característicos do permeado em relação à variável turbidez média $0,2 \pm 0,1 \text{ UNT}$, cor real média de $25 \pm 5 \text{ mgPtCo.L}^{-1}$ e sólidos suspensos totais não detectável. Em ambos os sistemas as eficiências de remoção de nitrogênio e fósforo podem ser consideradas pequenas. Foram adicionados sulfato de alumínio e cloreto férrico no tanque de aeração do sistema piloto II. As dosagens variaram de 40 a 80 mg.L^{-1} . Os melhores resultados de eficiência de remoção de fósforo solúvel foram obtidos com o sulfato de alumínio (em torno de 79% com turbidez remanescente de 1,6 UNT) na dosagem de 80 mg.L^{-1} . Foi realizado ensaio em batelada com sistema de osmose reversa com permeado originado do segundo sistema de tratamento. Este ensaio apresentou alta

remoção de sais (eficiência maior que 90% para cloretos, potássio e sódio), de DQO (eficiência de aproximadamente 96% com DQO remanescente de 2 mg.L⁻¹) e de fósforo (eficiência de aproximadamente 100%).

ABSTRACT

A pilot plant integrating an extended aeration activated sludge unit and an ultrafiltration membrane system was constructed and operated aiming at the production of an effluent to be reused in industrial activities. Raw wastewater was collected from a student residential building and from one of the University of São Paulo's restaurants. The wastewater characteristics have shown to be very close to conventional domestic wastewaters. This wastewater was submitted to preliminary treatment by screening and subsequent grit removal.

Two pilots systems were studied. The first one, treating the preliminary treated wastewater by the activated sludge unit followed by the ultrafiltration membrane system of the tubular type (1.4 m² of surface area). In this case, the membrane was located external to the aeration tank. This system has shown the following main results: average rates of permeate production of $22.9 \pm 2.7 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ and $17 \times 10^{-2} \pm 2.7 \times 10^{-2} \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{KPa}^{-1}$; average characteristic values of the permeate as: turbidity of $0.3 \pm 0.1 \text{ UNT}$, real color of $31.2 \pm 4.6 \text{ mg of PtCo.L}^{-1}$, total dissolved solids of $201 \pm 47 \text{ mg.L}^{-1}$ and total suspended solids not detectable.

The second pilot unit received the effluent from an Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) reactor and was composed by the extended aeration activated sludge reactor and an ultrafiltration membrane system of the spiral type (14.4m² of surface area), internal to the aeration tank of the activated sludge unit. This system has shown the following main results: average rates of permeate production of $16.1 \pm 4.1 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$; average characteristic values of the permeate as: turbidity of $0.2 \pm 0.1 \text{ UNT}$, real color of $25 \pm 5 \text{ mgPtCo.L}^{-1}$ and total suspended solids not detectable.

In both systems, the efficiencies of Nitrogen and Phosphorus removal can be considered very small. To improve the efficiencies of soluble phosphorus removal it has been added aluminum sulphate and ferric chloride to the aeration tank of the second pilot unit. The dosages had varied from 40 to 80 mg.L⁻¹. The best soluble phosphorus removal (about 79% with remanescent turbidity of 1.6 NTU) was achieved with the dosage of 80 mg.L⁻¹ of aluminum sulphate. The permeate of the second treatment system was treated in a batch system with reverse osmosis membrane. This treatment presented high salt removal (more removal efficiency that 90% to chlorides, potassium and sodium), COD removal (removal efficiency of

approximately 96% with 2 mg.L⁻¹ of DQO remaining) and phosphorus removal (removal efficiency of approximately 100%).

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 – ESQUEMA DE FUNCIONAMENTO DE TORRE DE RESFRIAMENTO (DPPEA, 2004).	11
FIGURA 2 – ECONOMIA DE ÁGUA EM PORCENTAGEM RELATIVA A 2 CICLOS DE CONCENTRAÇÃO.	14
FIGURA 3 – ESQUEMA DAS UNIDADES DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS.	23
FIGURA 4 – IDADE MÍNIMA DO LODO PARA NITRIFICAÇÃO CORRELACIONADO COM A TEMPERATURA (ARCEIVALA, 1981).....	33
FIGURA 5 – FUNCIONAMENTO ESQUEMÁTICO DE UMA MEMBRANA. FONTE: APTEL & BUCKLEY (1996).	36
FIGURA 6 – MICROGRAFIA DE UMA MEMBRANA COM ESTRUTURA ASSIMÉTRICA. FONTE: ELIXA (2004).	38
FIGURA 7 – ESTRUTURAS MOLECULARES DOS PRINCIPAIS MATERIAIS POLIMÉRICOS UTILIZADOS EM MEMBRANAS ORGÂNICAS. FONTE: APTEL & BUCKLEY (1996)	40
FIGURA 8 – PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS.	42
FIGURA 9 – ESQUEMATIZAÇÃO DE MÓDULO COM PLACAS DE MEMBRANAS.	45
FIGURA 10 – MÓDULO EM ESPIRAL: (A) REPRESENTAÇÃO DO MÓDULO; (B) ELEMENTO DE MEMBRANA EM ESPIRAL.	46
FIGURA 11 – MÓDULO COM MEMBRANAS DE FIBRA OCA.	47
FIGURA 12 – ACUMULAÇÃO DE MATERIAL NA SUPERFÍCIE DA MEMBRANA. FONTE: SCHNEIDER & TSUTIYA (2001).....	50
FIGURA 13 – CONFIGURAÇÕES ESQUEMÁTICAS DE REATORES BIOLÓGICOS COM MEMBRANA. FONTE: FANE & CHANG (2002).....	55
FIGURA 14 - VARIAÇÃO DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE OXIGÊNIO RELACIONADO A CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS NO LICOR MISTO. FONTE: CORNELISSEN ET AL (2002)	61
FIGURA 15 – LOCAÇÃO DOS ESGOTOS E SISTEMAS DE TRATAMENTO NA USP	69
FIGURA 16 – ESQUEMA GERAL DAS ETAPAS DE COLETA E TRANSPORTE DE EFLUENTES E DO SISTEMA DE TRATAMENTO ESTUDADO. (1 – SISTEMA DE LODOS ATIVADOS 2 – SISTEMA BIOLÓGICO AERÓBIO COM SISTEMA DE MEMBRANA EXTERNO 3 – SISTEMA DE TRATAMENTO COM UASB SEGUIDO DE TRATAMENTO AERÓBIO COM SISTEMA DE MEMBRANAS INTERNO).	70
FIGURA 17 – TRATAMENTO PRELIMINAR COMPOSTO POR GRADE MECANIZADA E CAIXA DE AREIA (1 - GRADE MECANIZADA; 2 – CAIXA DE AREIA TIPO CANAL; 3 – RECIPIENTE PARA RECEBIMENTO DE SÓLIDOS).	72
FIGURA 18 – VISTA LATERAL E SUPERIOR DO TRATAMENTO PRELIMINAR. DETALHE DA BOMBA TIPO “NEMO” EM DESTAQUE NO CANTO INFERIOR DIREITO.	73

FIGURA 19 – IMAGEM DO REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE LODO (UASB) COM DETALHE DO COLETOR DE GASES E DECANTADOR E ESQUEMA SEM ESCALA (DESENHO À DIREITA) LOCADO NO CTH.....	75
FIGURA 20 – SISTEMA DE TRATAMENTO DE LODOS ATIVADOS COM ESQUEMATIZAÇÃO. DP – DECANTADOR PRIMÁRIO; TEQ – TANQUE DE EQUALIZAÇÃO; DEC – DECANTADOR SECUNDÁRIO.....	78
FIGURA 21 – SISTEMA DE FILTRAÇÃO POR MEMBRANAS (IMAGEM SUPERIOR) E DETALHES DA ENTRADA DO SISTEMA (IMAGEM INFERIOR À ESQUERDA) E DO PAINEL DE ACIONAMENTO EM CONJUNTO COM MANÔMETROS E MEDIDOR DE VAZÃO (IMAGEM INFERIOR À DIREITA). ESQUEMA DO SISTEMA DE FILTRAÇÃO.....	82
FIGURA 22 – CORTE DO MÓDULO COM AS MEMBRANAS TUBULARES E ESQUEMA DE FUNCIONAMENTO DE UMA MEMBRANA TUBULAR.	83
FIGURA 23 – MÓDULO DE MEMBRANA SPIRASEP – 900 DISPOSTO EM TANQUE COM SUPORTE ADAPTADO (IMAGEM À ESQUERDA) E DETALHE DA CONEXÃO SUPERIOR (IMAGEM À DIREITA).....	86
FIGURA 24 - SISTEMA EM MONTAGEM E ESQUEMA DO SISTEMA DE SEPARAÇÃO DE REATOR BIOLÓGICO COM MEMBRANA INTERNA EM CONTRA LAVAGEM.....	87
FIGURA 25 – SISTEMA DE SEPARAÇÃO COM MÓDULO DE MEMBRANA ACOPLADO A PENEIRA DE AÇO INSERIDO NO MEIO LÍQUIDO (IMAGEM À ESQUERDA), DETALHE DE LIGAÇÃO ENTRE O MÓDULO DE MEMBRANA E A PENEIRA DE AÇO (IMAGEM SUPERIOR E À DIREITA) E DETALHE DA ENTRADA DE AR NO SISTEMA (IMAGEM INFERIOR À DIREITA).....	89
FIGURA 26 – ESQUEMA DO SISTEMA DE BATELADA DE OSMOSE REVERSA.....	92
FIGURA 27 – CURVA TRAÇADA EM SPECTOIMAGEMMETRO DA HACH/2000.....	98
FIGURA 28 – POÇO DA ELEVATÓRIA EM OPERAÇÃO DE LIMPEZA E VÁLVULAS DE RETENÇÃO COM FECHAMENTO MANUAL.	103
FIGURA 29 – REATOR UASB LOCALIZADO NA ÁREA EXPERIMENTAL DO DEPARTAMENTO DE SANEAMENTO DA ESCOLA POLITÉCNICA.	104
FIGURA 30 – VARIAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.....	106
FIGURA 31 – VARIAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 15/08/05 A 18/11/05.....	106
FIGURA 32 – VARIAÇÃO RELATIVA DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS POR SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.....	107
FIGURA 33 – VARIAÇÃO RELATIVA DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS POR SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 15/08/05 A 18/11/05.....	107
FIGURA 34 – VARIAÇÃO DE DQO DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.	108
FIGURA 35 – VARIAÇÃO DE DQO DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 15/08/05 A 18/11/05.	108
FIGURA 36 – VARIAÇÃO DE NITROGÊNIO AMONÍACAL DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 15/08/05 A 18/11/05.....	109
FIGURA 37 – VARIAÇÃO DE PH DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.....	109

FIGURA 38 – VARIAÇÃO RELATIVA DE PH DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 15/08/05 A 18/11/05.....	110
FIGURA 39 – VARIAÇÃO DE DQO DO ESGOTO BRUTO AFLUENTE AO UASB.....	111
FIGURA 40 – VARIAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS DO ESGOTO BRUTO AFLUENTE AO UASB.	111
FIGURA 41 – VARIAÇÃO DA RELAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS PELO SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS DO ESGOTO BRUTO AFLUENTE AO UASB.	112
FIGURA 42 – VARIAÇÃO DE SÓLIDOS NA SAÍDA DE REATOR UASB NO PERÍODO DE 19/05/2004 A 29/09/2004.	113
FIGURA 43 – VARIAÇÃO DA RELAÇÃO SÓLIDOS SUSPENSOS FIXOS PELOS SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS EM PORCENTAGEM NA SAÍDA DE REATOR UASB NO PERÍODO DE 19/05/2004 A 29/09/2004.	113
FIGURA 44 – VARIAÇÃO DO PH NA SAÍDA DO REATOR UASB NO PERÍODO DE 19/05/2004 A 29/09/2004.	114
FIGURA 45 – VARIAÇÃO DO NKT E DO NITROGÊNIO AMONÍACAL NA SAÍDA DO REATOR UASB NO PERÍODO DE 19/05/2004 A 29/09/2004.	114
FIGURA 46 – DECANTADOR PRIMÁRIO DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS COM MEMBRANA EXTERNA.....	115
FIGURA 47 – TESTE DE RESISTÊNCIA DA MEMBRANA.....	120
FIGURA 48 – TAXAS DE VAZÕES DE PERMEADO POR ÁREA DE MEMBRANA COM TEMPERATURA AO LONGO DO PROCESSO.	121
FIGURA 49 – IMAGEM DO SISTEMA DE MICROFILTRAÇÃO E DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS (À ESQUERDA) E DETALHE DAS MODIFICAÇÕES PARA ALIMENTAÇÃO DO SISTEMA DE MEMBRANAS (À DIREITA).....	122
FIGURA 50 – NITRIFICAÇÃO DO SISTEMA DURANTE A OPERAÇÃO.	125
FIGURA 51 – VARIAÇÃO DO PH DURANTE A OPERAÇÃO DO SISTEMA.....	126
FIGURA 52 – CONCENTRAÇÃO MÉDIA DE SÓLIDOS AFLUENTES AO SISTEMA.	127
FIGURA 53 – SÓLIDOS SUSPENSOS NO REATOR.	128
FIGURA 54 – VARIAÇÃO DA DQO NO SISTEMA BIOLÓGICO COM MEMBRANA EXTERNA.	129
FIGURA 55 – VARIAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS EM RELAÇÃO À TAXA DE PERMEADO DO SISTEMA.....	133
FIGURA 56 – VARIAÇÃO DA TAXA E DA TURBIDEZ DE PERMEADO.....	134
FIGURA 57 – ENSAIO DE OTIMIZAÇÃO DA VAZÃO COM ÁGUA E INSERÇÃO DE AR.....	135
FIGURA 58 – VARIAÇÃO DE DQO NO SISTEMA DE TRATAMENTO DE REATOR COM MEMBRANA INTERNA.....	137
FIGURA 59 – VARIAÇÃO DE FÓSFORO NO SISTEMA DE REATOR COM MEMBRANA INTERNA...	138
FIGURA 60 - EFICIÊNCIA NA REMOÇÃO DE TURBIDEZ (%) EM “JAR TEST” UTILIZANDO COMO COAGULANTE SULFATO DE ALUMÍNIO	142
FIGURA 61 - EFICIÊNCIA NA REMOÇÃO DE COR APARENTE (%) EM “JAR TEST” UTILIZANDO COMO COAGULANTE SULFATO DE ALUMÍNIO	143

FIGURA 62 – EFICIÊNCIA NA REMOÇÃO DE TURBIDEZ (%) EM “JAR TEST” UTILIZANDO COMO COAGULANTE SULFATO DE ALUMÍNIO NA CONCENTRAÇÃO DE 80 MG.L-1 E POLÍMERO CATIÔNICO	143
FIGURA 63– EFICIÊNCIA NA REMOÇÃO DE COR APARENTE (%) EM “JAR TEST” UTILIZANDO COMO COAGULANTE SULFATO DE ALUMÍNIO NA CONCENTRAÇÃO DE 80 MG.L-1 E POLÍMERO CATIÔNICO	144
FIGURA 64 - EFICIÊNCIA NA REMOÇÃO DE TURBIDEZ (%) EM “JAR TEST” UTILIZANDO COMO COAGULANTE CLORETO FÉRRICO	145
FIGURA 65 – EFICIÊNCIA NA REMOÇÃO DE COR APARENTE (%) EM “JAR TEST” UTILIZANDO COMO COAGULANTE CLORETO FÉRRICO	145
FIGURA 66 - EFICIÊNCIA NA REMOÇÃO DE TURBIDEZ (%) EM “JAR TEST” UTILIZANDO COMO COAGULANTE CLORETO FÉRRICO NA CONCENTRAÇÃO DE 60 MG.L-1 E POLÍMERO CATIÔNICO	146
FIGURA 67 - EFICIÊNCIA NA REMOÇÃO DE COR APARENTE (%) EM “JAR TEST” UTILIZANDO COMO COAGULANTE CLORETO FÉRRICO NA CONCENTRAÇÃO DE 60 MG.L-1 E POLÍMERO CATIÔNICO	147
FIGURA 68 – GRÁFICO DOS VALORES DE PH DE ESGOTO BRUTO E EFLUENTES DOS SISTEMAS DE TRATAMENTO.	152
FIGURA 69 – SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS DO ESGOTO BRUTO E DOS EFLUENTES DOS SISTEMAS DE TRATAMENTO.	153
FIGURA 70 – VALORES DE TURBIDEZ PARA PERMEADO DOS SISTEMAS DE BRM E OSMOSE REVERSA.	154
FIGURA 71 – VALORES DE TURBIDEZ PARA PERMEADO DOS SISTEMAS DE BRM E OSMOSE REVERSA.	155
FIGURA 72– VALORES DE FLUXO DE PERMEADO PARA SISTEMAS BRM.	156
FIGURA 73 – ENTRADA DO SISTEMA DE TRATAMENTO PRELIMINAR E LIMPEZA DA CAIXA DE AREIA COM PRESENÇA DE ELEVADAS CONCENTRAÇÕES DE SUBSTÂNCIAS SOLÚVEIS EM HEXANO.	158
FIGURA 74 – PRESENÇA DE ESTOPA EM SISTEMA DE BOMBEAMENTO E EM VÁLVULA DE RETENÇÃO.	158
FIGURA 75 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE SSV.SST-1 EM PORCENTAGEM DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.	175
FIGURA 76 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS EM PORCENTAGEM DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.	175
FIGURA 77 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.	176
FIGURA 78 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS FIXOS DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.	176
FIGURA 79 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE DQO DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.	177

FIGURA 80 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE DBO DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.....	177
FIGURA 81 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE DBO.DQO-1 DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.....	178
FIGURA 82 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE NITROGÊNIO AMONÍACAL DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.	178
FIGURA 83 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE NITROGÊNIO TOTAL KJEDAL DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.....	179
FIGURA 84 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE NITROGÊNIO AMONÍACAL PELO NKT EM PORCENTAGEM DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.....	179
FIGURA 85 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE PH DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.....	180
FIGURA 86 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE ALCALINIDADE DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.....	180
FIGURA 87 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE SSV.SST-1 EM PORCENTAGEM DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 15/08/05 A 18/11/05.....	181
FIGURA 88 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 15/08/05 A 18/11/05.....	181
FIGURA 89 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 15/08/05 A 18/11/05.	182
FIGURA 90 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS FIXOS DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 15/08/05 A 18/11/05.....	182
FIGURA 91 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE DQO DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 15/08/05 A 18/11/05.....	183
FIGURA 92 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE NITROGÊNIO AMONÍACAL DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 15/08/05 A 18/11/05.	183
FIGURA 93 – FREQUÊNCIA DA VARIAÇÃO DE PH DO ESGOTO BRUTO NO PERÍODO DE 15/08/05 A 18/11/05.....	184
FIGURA 94 – FREQUÊNCIA DA DQO DO ESGOTO BRUTO AFLUENTE AO UASB.	186
FIGURA 95 – FREQUÊNCIA DE SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS DO ESGOTO BRUTO AFLUENTE AO UASB.	186
FIGURA 96 – FREQUÊNCIA DE SÓLIDOS SUSPENSOS FIXOS DO ESGOTO BRUTO AFLUENTE AO UASB.	187
FIGURA 97 – FREQUÊNCIA DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS DO ESGOTO BRUTO AFLUENTE AO UASB.....	187
FIGURA 98 – FREQUÊNCIA DA RELAÇÃO ENTRE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS PELO SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS EM PORCENTAGEM DO ESGOTO BRUTO AFLUENTE AO UASB.....	188
FIGURA 99 – VARIAÇÃO DA DQO DO EFLUENTE DO REATOR UASB NO PERÍODO DE 19/05/2004 A 29/09/2004.....	190

FIGURA 100 – FREQUÊNCIA DE SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS DO EFLUENTE DO REATOR UASB NO PERÍODO DE 19/05/2004 A 29/09/2004.	190
FIGURA 101 – FREQUÊNCIA DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS DO EFLUENTE DO REATOR UASB NO PERÍODO DE 19/05/2004 A 29/09/2004.	191
FIGURA 102 – FREQUÊNCIA DE SÓLIDOS SUSPENSOS FIXOS DO EFLUENTE DO REATOR UASB NO PERÍODO DE 19/05/2004 A 29/09/2004.	191
FIGURA 103 – FREQUÊNCIA DE PH DO EFLUENTE DO REATOR UASB NO PERÍODO DE 19/05/2004 A 29/09/2004.	192
FIGURA 104 – FREQUÊNCIA DE ALCALINIDADE DO EFLUENTE DO REATOR UASB NO PERÍODO DE 19/05/2004 A 29/09/2004.	192
FIGURA 105 – FREQUÊNCIA DE DQO DO EFLUENTE DO REATOR UASB NO PERÍODO DE 19/05/2004 A 29/09/2004.	193
FIGURA 106 – FREQUÊNCIA DE NKT DO EFLUENTE DO REATOR UASB NO PERÍODO DE 19/05/2004 A 29/09/2004.	193
FIGURA 107 – FREQUÊNCIA DE NITROGÊNIO AMONÍACAL DO EFLUENTE DO REATOR UASB NO PERÍODO DE 19/05/2004 A 29/09/2004.....	194
FIGURA 108 – VARIAÇÃO DO PH E DA ALCALINIDADE EM SISTEMA DE LODOS ATIVADOS	195
FIGURA 109 – EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS (SST) E DE SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS (SSV) DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS	196

LISTA DE TABELAS

TABELA 1 – TRATAMENTOS CONSIDERANDO A QUALIDADE REQUISITADA PARA O REÚSO DE ÁGUA INDUSTRIAL E PROBLEMAS POTENCIAIS CARACTERÍSTICOS DE CADA PARÂMETRO.	15
TABELA 2 - PRINCIPAIS PROCESSOS BIOLÓGICOS PARA TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS.....	20
TABELA 3 – VALORES TÍPICOS DA RELAÇÃO ALIMENTO/MICRORGANISMOS.	26
TABELA 4 – PRINCIPAIS MECANISMOS DE OPERAÇÃO DAS MEMBRANAS NO TRATAMENTO DE ÁGUA	36
TABELA 5 – POROSIDADE MÉDIA DE MEMBRANAS UTILIZADAS NO TRATAMENTO DE ÁGUA E ESGOTO.	41
TABELA 6 – RENDIMENTOS TÍPICOS EM PORCENTAGEM DE CADA TIPO DE MÓDULO OU ELEMENTO DE MEMBRANA (Y).	48
TABELA 7 – VALORES LIMITES PARA ÍNDICES DE DEPÓSITO EM MEMBRANAS DE OR E NF.	54
TABELA 8 - CARACTERÍSTICAS PRINCIPAIS DOS MÓDULOS.	62
TABELA 9 – EFICIÊNCIA DE PROCESSOS DE REATORES BIOLÓGICOS SEGUIDOS DE TRATAMENTOS POR MEMBRANAS DE MICROFILTRAÇÃO.....	65
TABELA 10 – EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DO BRM BIOSEP.....	65
TABELA 11 – CARACTERÍSTICA DO EFLUENTE DE TRATAMENTO BIOLÓGICO SEGUIDO DE ULTRAFILTRAÇÃO	66
TABELA 12 – FREQUÊNCIA DE COLETA E ANÁLISE OU MEDIÇÃO DE VARIÁVEIS.	74
TABELA 13 – FREQUÊNCIA DE COLETA E ANÁLISE OU MEDIÇÃO DE VARIÁVEIS.	76
TABELA 14 – FREQUÊNCIA DE COLETA E ANÁLISE OU MEDIÇÃO DE VARIÁVEIS.	79
TABELA 15 – FREQUÊNCIA DE COLETA E ANÁLISE OU MEDIÇÃO DE VARIÁVEIS.	85
TABELA 16 – FREQUÊNCIA DE COLETA E ANÁLISE OU MEDIÇÃO DE VARIÁVEIS.	90
TABELA 17 – DESCRIÇÃO DE MÉTODOS ANALÍTICOS E DE MEDIÇÃO UTILIZADOS.	94
TABELA 18 – RESULTADOS DAS ANÁLISES DE DQO PELO MÉTODO DE REFLUXO ABERTO E COLORIMÉTRICO DE REFLUXO FECHADO.	99
TABELA 19 – CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO BRUTO APÓS TRATAMENTO PRELIMINAR.....	105
TABELA 20 – CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO BRUTO AFLUENTE AO UASB.	110
TABELA 21 – CARACTERIZAÇÃO DO EFLUENTE DO REATOR UASB NO PERÍODO DE 19/05/2004 A 29/09/2004.	112
TABELA 22 – DADOS DE VARIÁVEIS REFERENTES AO TANQUE DE AERAÇÃO E AO EFLUENTE DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS.....	117
TABELA 23 – FORMAS NITROGENADAS NO EFLUENTE DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS.....	119
TABELA 24 – DADOS QUANTITATIVOS E QUALITATIVOS INICIAIS DO PERMEADO DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS COM MEMBRANA EXTERNA.	123
TABELA 25 – CARACTERIZAÇÃO DO PERMEADO.	123
TABELA 26 – CONCENTRAÇÕES MÉDIAS DE AMÔNIA E NITRATO.	125

TABELA 27 – VALORES MÉDIOS DE PH E CONCENTRAÇÃO DE ALCALINIDADE APÓS <i>STEADY STATE</i>	126
TABELA 28 – CONCENTRAÇÃO MÉDIA DE SÓLIDOS NO SISTEMA APÓS <i>STEADY STATE</i>	127
TABELA 29 – CARACTERÍSTICAS FÍSICO-QUÍMICAS DO PERMEADO.....	130
TABELA 30 – VAZÕES E TAXAS DE PERMEADO DURANTE A OPERAÇÃO DO SISTEMA.....	131
TABELA 31 – CARACTERÍSTICAS FÍSICAS DA ÁGUA UTILIZADA PARA PARTIDA DE MEMBRANA INTERNA EM ESPIRAL.....	135
TABELA 32 – CARACTERÍSTICA FÍSICO-QUÍMICA E VAZÃO DO PERMEADO PRODUZIDO PELO SISTEMA.....	140
CONTINUAÇÃO DA TABELA 32 – CARACTERÍSTICA FÍSICO-QUÍMICA E VAZÃO DO PERMEADO PRODUZIDO PELO SISTEMA.....	141
TABELA 33 – REMOÇÃO DE FÓSFORO SOLÚVEL EM SISTEMA DE MEMBRANA SUBMERSA COM AUXÍLIO DE COAGULANTES.....	148
TABELA 34 – DADOS OPERACIONAIS DO SISTEMA DE OSMOSE REVERSA.....	148
TABELA 35 – VALORES DE CONCENTRAÇÃO DE VARIÁVEIS OBTIDAS APÓS ENSAIO DE OSMOSE REVERSA.....	149
TABELA 36 – VALORES DE CONCENTRAÇÃO DE VARIÁVEIS OBTIDAS APÓS ENSAIO DE OSMOSE REVERSA.....	149
TABELA 37 – VALORES DE CONCENTRAÇÃO DE VARIÁVEIS OBTIDAS APÓS ENSAIO DE OSMOSE REVERSA.....	150
TABELA 38 – REQUISITOS DE QUALIDADE DE ÁGUA.....	151
TABELA 38 – CURVA PARA DQO PELO MÉTODO COLORIMÉTRICO.....	170
TABELA 39 – DADOS DO ESGOTO BRUTO APÓS TRATAMENTO PRELIMINAR NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.....	172
CONTINUAÇÃO DA TABELA 39 – DADOS DO ESGOTO BRUTO APÓS TRATAMENTO PRELIMINAR NO PERÍODO DE 08/03/04 A 29/09/04.....	173
TABELA 40 – DADOS DO ESGOTO BRUTO APÓS TRATAMENTO PRELIMINAR NO PERÍODO DE 15/08/05 A 18/11/05.....	174
TABELA 41 – CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO BRUTO AFLUENTE AO UASB.....	185
TABELA 42 – CARACTERIZAÇÃO DO EFLUENTE DO REATOR UASB NO PERÍODO DE 19/05/2004 A 29/09/2004.....	189
TABELA 43 – ENSAIO DE RESISTÊNCIA DA MEMBRANA TUBULAR.....	197
TABELA 44 – VARIÁVEIS DO SISTEMA DE MEMBRANA INTERNA.....	199

LISTA DE QUADROS

QUADRO 1 – MEDIÇÕES DO CICLO E DE INTERVALOS DE TEMPO DE BOMBA SUBMERSA.171

QUADRO 2 – MEDIÇÕES DAS VAZÕES DE ENTRADA DOS SISTEMAS DE TRATAMENTO DE
EFLUENTES DO CTH..... 171

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

BRM – Biorreatores com Membrana;

CAP – Carvão Ativado em Pó;

CIRRA – Centro Internacional de Referência de Reúso de Água;

COD – Carbono Orgânico Dissolvido;

COT – Carbono Orgânico Total;

CTH – Centro Tecnológico de Hidráulica;

DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio;

DPPEA – *Division of Pollution Prevension and Environmental Assistance*;

DQO – Demanda Química de Oxigênio;

ETA – Estação de Tratamento de Água;

ETE – Estação de Tratamento de Água;

MF – Microfiltração;

MFI – Membrane Fouling Index;

MPFI - Mini Plugging Factor Index;

MLSS - Mixed liquor suspended solids;

NF - Nanofiltração

NKT – Nitrogênio Total Kijeldhal;

OR – Osmose Reversa;

PAN – Poliacrilonitrila;

SABESP – Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo;

SDI – Silt Density Index;

SDT – Sólidos Dissolvidos Totais;

SST – Sólidos Suspensos Totais;

SSTA – sólidos suspensos no tanque de aeração;

UASB – Upflow Anaerobic Sludge Blancket ou Reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo;

UF – Ultrafiltração;

WPCF – *Water Pollution Control Federation*.

LISTA DE SÍMBOLOS

$\frac{(dX_a)_s}{dt}$ - taxa de crescimento de microrganismos;

θ_c - idade do lodo;

$\frac{(dX_a)_e}{dt}$ - taxa de decréscimo de microrganismos ativos devido a oxidação do material celular na respiração endógena;

$\frac{dS}{dt}$ - taxa de utilização de substrato pelos organismos;

ε - coeficiente de injeção de ar;

μ - viscosidade do permeado;

$(dX_a)_s$ - aumento da concentração de organismos ativos devido a síntese de novas células;

ΔP_T - pressão transmembrana;

ΔX - ganho de produção de lodo no tanque de aeração;

A- arraste (em % da vazão de circulação);

A/M - relação alimento/microrganismo;

C_{Rf} - taxa de concentração após aumento do ciclo;

C_{Ri} - taxa de concentração inicial;

E- evaporação;

J - fluxo;

J_A - fluxo de alimentação;

J_{crit} - fluxo crítico;

J_P - fluxo de permeado;

K - taxa específica de remoção do substrato (d^{-1});

Kd - taxa específica de respiração endógena;

M_i - volume inicial de água *de reposição*;

N- ciclos de concentração;

P - purga do sistema;

P_A - pressão de alimentação ou de entrada;

P_P - pressão do permeado;

P_S - pressão de saída;

P_{TM} - pressão transmembrana;

Q - vazão afluente;

Q' - vazão efluente;
 Q'' - vazão de excesso de lodo ativado;
 Q_g - vazão de arraste;
 Q_L - vazão do líquido;
 Q_p - vazão de descarte do sistema;
 Q_{ar} - vazão de água de reposição;
 Q_r - vazão de recirculação do lodo ativado;
 Q_u - vazão de retirada do lodo do decantador secundário;
 R - razão de recirculação;
 R_c - resistência da camada gel;
 R_f - resistência interna do *fouling*;
 R_m - resistência da membrana;
 R_T - resistência total;
 S - concentração de substrato;
 S_e - concentração da DBO_5 efluente;
 S_o - concentração da DBO_5 afluente;
 T - tempo total do teste;
 t - tempo;
 t_f - tempo de coleta final de 500mL;
 t_i - tempo de coleta inicial de 500mL;
 V - volume do tanque de aeração;
 X - concentração de SST efluente do decantador primário;
 X_a - concentração de SST ou do lodo no tanque de aeração (SSTA),
 X_{av} - concentração de SSV no tanque de aeração (SSVTA);
 X_e - concentração de SST efluente;
 X_u - concentração de SST no lodo recirculado;
 X_{uv} - concentração de SSV no lodo em excesso;
 Y - coeficiente de produção celular.

SUMÁRIO

1 – INTRODUÇÃO	1
1.1 JUSTIFICATIVA	2
2 - OBJETIVOS	4
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
3.1 REÚSO DE ÁGUA	7
3.1.1 REÚSO DE ÁGUA INDUSTRIAL	8
3.1.2 ÁGUA DE RESFRIAMENTO	10
3.2 TIPOS DE TRATAMENTO DE EFLUENTES VISANDO O REÚSO	17
3.2.1 LODOS ATIVADOS	22
3.2.1.1 Variáveis no dimensionamento e controle do processo de lodos ativados	25
3.2.2 SISTEMA DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS	34
3.2.2.1 Princípio de operação	35
3.2.2.2 Características das membranas	37
3.2.2.3 Classificação das Membranas	38
3.2.2.4 Variáveis do sistema de membranas	47
3.2.2.5 Mecanismos de retenção de partículas, incrustações e controle	51
3.2.3 BIORREACTORES COM MEMBRANA (BRM)	54
3.2.3.1 Variáveis de controle	57
3.2.3.2 Pressão em sistemas de BRM	59
3.2.3.3 Transferência de oxigênio para o reator biológico em sistemas de BRM	60
3.2.3.4 Tipos de membranas utilizadas em sistemas de BRM	61
3.2.3.5 Depósito em membranas associadas a Reatores biológicos	62
3.2.3.6 Eficiência de Remoção de Contaminantes em Sistemas de Reatores biológicos com Membrana	64
3.2.3.7 confiabilidade do processo	67

4 – MATERIAIS E MÉTODOS

68

4.1 ASPECTOS GERAIS	68
4.2 – SISTEMAS DE TRATAMENTO	71
4.2.1 – ELEVATÓRIA DO CRUSP	71
4.2.2 – SISTEMA DE TRATAMENTO PRELIMINAR	72
4.2.3 - REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE LODO/UASB	74
4.2.4 – SISTEMA DE LODOS ATIVADOS	77
4.2.5 – SISTEMA DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANA TUBULAR	81
4.2.6 – SISTEMA DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANA EM ESPIRAL SUBMERSA	86
4.3 ESTUDOS DE SISTEMAS DE TRATAMENTO COMPLEMENTARES	91
4.4 VARIÁVEIS OPERACIONAIS DE SISTEMAS BIOLÓGICOS ASSOCIADOS A SISTEMAS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS	93
4.5 CARACTERIZAÇÃO DO PERMEADO ORIGINADO DE SISTEMAS DE TRATAMENTO BIOLÓGICOS ASSOCIADOS A SISTEMAS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS	93
4.6 – VARIÁVEIS ANALISADAS	94
4.6.1 - AVALIAÇÃO DO MÉTODO COLORIMÉTRICO E DO MÉTODO DE REFLUXO ABERTO PARA DETERMINAÇÃO DE DQO	98
4.6.2 - ROTINAS OPERACIONAIS	100

5 – RESULTADOS E DISCUSSÕES

102

5.1 SISTEMA DE TRATAMENTO	102
5.1.1 – CAIXAS DE GORDURA DO RESTAURANTE UNIVERSITÁRIO	102
5.1.2 – SISTEMA DE BOMBEAMENTO DA ELEVATÓRIA	102
5.1.3 – REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE LODO/UASB	103
5.2 CARACTERIZAÇÃO FÍSICO-QUÍMICA DAS ÁGUAS RESIDUÁRIAS	104
5.2.1 CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO BRUTO APÓS TRATAMENTO PRELIMINAR PRECEDENTE AO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS.	104
5.2.2 – CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO BRUTO APÓS TRATAMENTO PRELIMINAR PRECEDENTE AO SISTEMA DE REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE LODO/UASB.	110
5.2.3 – CARACTERIZAÇÃO DO EFLUENTE DO REATOR UASB	112
5.3 SISTEMA DE LODOS ATIVADOS	115
5.4 SISTEMA DE LODOS ATIVADOS COM MEMBRANA EXTERNA	119
5.4.1 RESISTÊNCIA DA MEMBRANA	120
5.4.2 PARTIDA DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS COM MEMBRANA EXTERNA	122

5.4.3 RESULTADOS DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS COM MEMBRANA EXTERNA	124
5.5 SISTEMA DE LODOS ATIVADOS COM MEMBRANA INTERNA	134
5.5.1 ENSAIO COM MEMBRANA INTERNA PARA OTIMIZAÇÃO DA VAZÃO COM INSERÇÃO DE AR.	134
5.5.2 USO DE MEMBRANA INTERNA PARA TRATAMENTO DE EFLUENTE DE UASB	136
5.5.2.1 USO DE MEMBRANA INTERNA ASSOCIADO A COAGULANTES PARA TRATAMENTO DE EFLUENTE DE UASB	142
5.6 ENSAIO DE OSMOSE REVERSA	148
5.7 REQUISITOS QUALITATIVOS PARA ÁGUA UTILIZADA EM SISTEMAS DE RESFRIAMENTO	150
5.8 ANÁLISE GERAL DOS SISTEMAS DE TRATAMENTO PARA REÚSO DE ÁGUA	152
5.9 LIMITAÇÕES ENCONTRADAS DURANTE A FASE DE EXECUÇÃO	158
6. CONCLUSÕES	159
7. RECOMENDAÇÕES	163
8 – REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	164
ANEXOS	169

1 – INTRODUÇÃO

Os recursos hídricos vêm sendo degradados rapidamente nas últimas décadas devido ao processo de urbanização desordenada. Este processo é agravado pela falta de políticas industriais e de uso e ocupação do solo compatíveis com o desenvolvimento sustentável e, particularmente, com a proteção e a manutenção da qualidade dos corpos d' água.

Neste cenário, inserem-se como fatores agravantes: a escassez de água existente em alguns locais e o aumento da demanda de água por parte de alguns setores da economia.

Deste modo, o reúso de água surge como fator de grande importância para alteração e melhoria do quadro hídrico atual. Segundo PUCKORIUS (2001), o reúso de água pode ser definido como a utilização de qualquer água que tenha sido utilizada previamente, podendo vir a ser reutilizada, apenas uma vez ou várias vezes, em diferentes operações/processos e originada internamente ou externamente.

O aumento do reúso de água incide na continua identificação de fontes de água pelo desenvolvimento de sistemas de tratamento que ofereçam qualidade, volume e viabilidade econômica adequada, sendo as águas residuárias municipais, fonte mais comum e disponível para reúso (WPCF, 1989). Ou seja, as práticas de tratamento de efluentes atuais inserem a necessidade de implantação de novos conceitos que visem originar fontes de água para reúso (COSTANZI, 2000).

Dentro deste cenário, os reatores biológicos associados a sistemas de separação por membranas surgem como uma nova opção tecnológica para garantir requisitos de qualidade no tratamento de águas residuárias domésticas e possibilitar o reúso de água nas diversas atividades humanas.

O presente trabalho de pesquisa consiste no tratamento de esgotos originados do Conjunto Residencial da USP (CRUSP) e do Restaurante Universitário visando o reúso de água para sistemas de resfriamento industriais.

Foram estudados três sistemas de tratamento em regime contínuo: Sistema I - sistema composto por tratamento preliminar, decantador primário e sistema de lodos ativados; Sistema II - sistema composto por tratamento preliminar, decantador primário, reator

aeróbio, sistema de separação por membranas de ultrafiltração; Sistema III – sistema composto por tratamento preliminar, reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo, reator aeróbio com membrana interna.

Foram estudados tratamentos complementares: - ensaios de teste do jarro com esgoto tratado pelo Sistema I; - uso de coagulantes e polímeros para remoção de fósforo no Sistema III; - ensaio com sistema de separação por membranas de osmose reversa com permeado do Sistema III.

1.1 JUSTIFICATIVA

Atualmente, em grandes centros urbanos, tais como a cidade de São Paulo, ocorrem problemas relacionados à falta de água potável devido a grande densidade populacional. A racionalização do consumo nestes centros, geralmente, tem se mostrado ineficiente para solucionar o âmbito da escassez de água. Isto provoca uma sobrecarga nos sistemas de captação e abastecimento de água.

Outros fatores que corroboram para agravar o problema da escassez são a estiagem e a ocupação desordenada de regiões de mananciais, acarretando a necessidade de utilização de outras fontes de água distantes do ponto de consumo. Assim, a reutilização de esgotos para outros usos, tais como lavagem de ruas, irrigação e usos industriais; torna-se uma alternativa viável e, em alguns casos, necessária.

A região metropolitana de São Paulo é um exemplo dos fatores explanados. A bacia na qual ela está localizada possui recursos hídricos insuficientes para o abastecimento de água demandado. Ou seja, existe a necessidade de retirada de água de outras bacias para suprir o consumo, o que acaba causando conflitos de gestão e uso de água, agravantes financeiros relativos ao custo de água produzida e problemas de disposição e tratamento dos esgotos gerados.

A Companhia de Saneamento do Estado de São Paulo (SABESP) trata em torno de 60% dos esgotos produzidos na região metropolitana de São Paulo. Ou seja, aproximadamente 40% dos esgotos de São Paulo, são dispostos e/ou lançados de maneira inadequada, gerando grandes impactos ambientais em corpos d'água.

Dentro deste cenário, o reúso planejado de água surge como uma solução técnica e econômica interessante. No caso, por exemplo, da Estação de Tratamento de Esgotos de Barueri, com capacidade de 9,5 mil litros de esgotos por segundo, onde a maior parte do seu esgoto tratado é lançada no rio Tietê. Este esgoto tratado poderia representar um recurso de grande valor, uma vez que, a partir da adoção de soluções tecnológicas apropriadas, toda essa água poderia ser fornecida e utilizada para usos específicos, poupando-se, assim, o consumo de grandes volumes de água potável.

A SABESP tem como meta a ampliação de Estações de Tratamento de Esgotos visando, não apenas minimizar os impactos ambientais, como, também, expandir o mercado de água de reúso para processos industriais. A meta é expandir este mercado em aproximadamente 10% ao ano, ficando o preço de venda do metro cúbico sete a dez vezes menor que o água potável.

A reutilização da água apresenta atrativos como confiabilidade tecnológica e suprimento garantido. No aspecto qualitativo, os riscos inerentes podem ser gerenciados com adoção de medidas de planejamento, monitoramento e controle adequados. Assim, existem processos industriais, tais como os sistemas de resfriamento industriais, que permitiriam o uso de água reciclada através de redes de distribuição segregadas.

2 - OBJETIVOS

Este trabalho teve como *objetivo principal* avaliar sistemas biológicos integrados a sistemas de separação por membranas, enfatizando-se a qualidade e a vazão de permeado produzido, visando a prática de reúso de água para sistemas de resfriamento industrial.

Os *objetivos específicos* deste trabalho foram:

- caracterizar variáveis relacionadas a operação do sistema biológico;
- caracterizar quantitativamente (fluxo) e qualitativamente (características físico-químicas) o permeado produzido durante a operação do sistema piloto de tratamento;
- analisar a remoção de fósforo pela adição de cloreto férrico e sulfato de alumínio no reator biológico;
- caracterizar qualitativamente o permeado produzido pelo sistema de osmose reversa;
- avaliar as características do permeado obtido com os requisitos de qualidade de água de reúso para sistemas de resfriamento industrial.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A água é o recurso natural mais importante para o ser humano, pois, além da sua função básica, que é a manutenção de vida no Planeta, ela apresenta um grande número de aplicações como, por exemplo, abastecimento de água, transporte de mercadorias e pessoas, geração de energia, produção e processamento de alimentos, processos industriais diversos e transporte e assimilação de poluentes. Além destas aplicações a água é fundamental para a preservação da fauna e da flora (MORAN, MORGAN & WIERZMA, 1985). Assim, a necessidade global de água transcende os limites nacionais, políticos e econômicos (WPCF, 1989).

A questão da gestão dos recursos hídricos deve ser focada no sentido holístico, ou seja, considerando o uso de água na agricultura, na indústria e nas municipalidades (TOMAZ, 2001). O desenvolvimento harmônico de todas estas atividades só é possível quando a disponibilidade dos recursos hídricos excede, significativamente, as demandas exigidas. À medida que a relação entre disponibilidade hídrica e demanda vai diminuindo, a probabilidade do surgimento de conflitos entre os diversos usuários dos recursos hídricos, bem como o surgimento de estresse ambiental, vai se tornando mais acentuado (MIERZWA, 2002).

Segundo HESPANHOL (2002), o fenômeno da escassez não é atributo exclusivo das regiões áridas e semi-áridas. Muitas regiões com recursos hídricos abundantes, mas insuficientes para satisfazer demandas excessivamente elevadas, também experimentam conflitos de usos e sofrem restrições de consumo, que afetam o desenvolvimento econômico e a qualidade de vida.

Assim, de uma maneira geral, existem duas razões pelas quais a alteração da relação entre disponibilidade hídrica e demanda de água pode ocorrer. A primeira delas se deve aos fenômenos naturais, associados às condições climáticas de cada região, o que pode ser um fator predominante em determinados países do globo. A Segunda razão está diretamente associada ao crescimento populacional, que acaba exercendo uma pressão cada vez mais intensa sobre os recursos hídricos, seja pelo aumento da demanda, ou então, pelos problemas relacionados à poluição destes recursos, devido ao desenvolvimento de suas atividades (MIERZWA, 2002).

Atualmente, a proporção das populações vivendo em áreas urbanas está aumentando rapidamente, especialmente em países em desenvolvimento.

Inevitavelmente, a demanda por suprimento de água irá ultrapassar os recursos hídricos disponíveis nos grandes centros urbanos.

Um exemplo citado por HESPANHOL (2002) é a bacia do Alto Tietê, que abriga uma população de aproximadamente 18 milhões de habitantes e um dos maiores complexos industriais do mundo, dispondo, pela sua característica de manancial de cabeceira, de vazões insuficientes para a demanda da Região Metropolitana de São Paulo. Esta condição tem levado à busca incessante de recursos hídricos complementares de bacias vizinhas, ocasionando aumentos consideráveis de custo, além dos evidentes problemas legais e político-institucionais associados.

Existem duas soluções para este problema iminente em várias regiões:

- I. diminuição do consumo de água e/ou
- II. aumento da capacidade de fornecimento de água pelo reúso de águas residuárias.

PURCKOSIUS (2001) afirma que para qualquer reúso de água é necessário identificar a qualidade e a quantidade de água a ser utilizada e o impacto correspondente deste uso. Entre os vários fatores que determinam a quantidade de água residuária a ser reutilizada, incluem-se (WPCF, 1989):

- a localização geográfica dos descartes e dos potenciais usuários;
- a mudança dos requisitos do efluente e do suprimento de água dos usuários em determinado instante (por exemplo: os requisitos para irrigação podem mudar dependendo da época do ano);
- a viabilidade técnica e econômica de fontes alternativas.

Alguns benefícios do reúso da água relatados por LEJANO *et al* (1992) para o suprimento de água são:

- manutenção do uso dos suplementos regionais de água, eliminando a necessidade de buscar fontes adicionais; maior confiabilidade quanto ao suprimento e menor dependência do clima;
- menor dependência de políticas regionais no Estado;
- minimizar os impactos sociais e ambientais do descarte das águas residuárias;
- minimizar os custos de tratamento de água e distribuição;
- eliminar a necessidade de construção de grandes reservatórios e redes de distribuição.

3.1 REÚSO DE ÁGUA

Em 1958, o Conselho Econômico e Social das Nações Unidas estabeleceu uma política de gestão para áreas carentes de recursos hídricos que suporta o conceito de reúso de água: a não ser que exista grande disponibilidade de água, nenhuma água de boa qualidade deve ser utilizada para usos que toleram águas de qualidade inferior (UNITED NATIONS (1958) *apud* HESPANHOL (2002)).

A agenda 21, resultante da Conferência das Nações Unidas sobre Meio Ambiente e Desenvolvimento (1992), preconiza no capítulo relativo a proteção dos Recursos Hídricos o desenvolvimento de novas fontes e alternativas para abastecimento de água, incluindo o *uso de água de pouca qualidade, aproveitamento de águas residuárias e reúso de água*; bem como no capítulo relativo a gestão de resíduos líquidos e sólidos, a maximização do reaproveitamento e da reciclagem dos resíduos pelo *fortalecimento e ampliação dos sistemas nacionais de reutilização e reciclagem de resíduos* e pela *difusão de informações técnicas e instrumentos de política adequados*.

UNITED NATIONS (1958). *Water for Industrial Use Economic and Social Council*. Report E/3058/STECA/50, United Nations, New York *apud* HESPANHOL, I. (2002). *Potencial de Reúso de Água no Brasil – Agricultura, Indústria, Municípios, Recarga de Aquíferos*. *Revista Brasileira de Recursos Hídricos*. Vol. 7, nº 4, out/dez, p. 75-95.

Assim, pode-se notar que, atualmente, o conceito de reúso de água vem sendo discutido, promulgado e difundido em várias atividades. Segundo MILLER (1990), podem-se distinguir as práticas de reúso de água em:

- Potável – no Brasil, o reúso de água direto visando o abastecimento de água potável é proibido por legislação. O que ocorre, atualmente, é o reúso indireto não planejado relacionado a Estações de Tratamento para abastecimento;
- Agrícola – destaca-se dentre os tipos de reúso pelo potencial de aproveitamento devido ao consumo elevado de água nos sistemas utilizados para fornecimento de água em culturas agrícolas no Brasil;
- irrigação de parques urbanos – a irrigação de parques pode ser realizada pelo aproveitamento de esgotos tratados gerados no local ou em Estações de Tratamento de Esgotos;
- sistemas sanitários – os sistemas de reúso de água relativos ao transporte de dejetos humanos pode ser realizado com esgotos tratados no local, denominados de águas cinzas;
- recarga de aquífero – a recarga de aquífero pode ser realizada como sistema complementar de tratamento dos esgotos municipais, devendo-se observar, principalmente, aspectos qualitativos relativos a concentração de sais nas águas subterrâneas;
- industrial – de modo geral, a quantidade e a qualidade de água de reúso para as atividades industriais dependem do ramo da indústria e dos processos envolvidos, podendo ser a água de reúso gerada internamente e/ou externamente ao processo industrial.

Dentre os tipos de reúso apresentados, pode-se destacar para este trabalho o reúso de água industrial.

3.1.1 Reúso de água industrial

O custo elevado da água, associados às demandas crescentes, tem levado as indústrias a avaliar as possibilidades internas de reúso e a considerar ofertas de

companhias de saneamento para a compra de efluentes tratados a preços inferiores aos da água potável.

Alguns exemplos de reutilização de água na indústria são (PUCKORIUS, 2001):

- reuso de águas internas: água de selagem para bombas, água condensada, águas de lavagem, águas residuárias tratadas e águas de rejeito de sistemas de osmose reversa e torres de resfriamento e;
- reuso de águas externas: águas residuárias de tratamentos municipais, efluentes industriais.

A água de utilidade produzida pelo tratamento de efluentes secundários e distribuída por adutoras para um agrupamento de indústrias, constitui-se em um grande atrativo para o abastecimento industrial.

Em algumas áreas da região metropolitana de São Paulo, a água ofertada à indústria tem um custo de aproximadamente oito reais e cinquenta e cinco centavos por metro cúbico, enquanto que a água de utilidades apresenta um custo pouco superior a um real e cinquenta centavos, variando com as condições locais, tanto em níveis de tratamento adicionais necessários, como aqueles relativos aos sistemas de distribuição (HESPANHOL, 2002).

Dentro da estratégia de eliminar o rodízio de abastecimento de água para a população e de combater a escassez de água na Grande São Paulo, a Sabesp está implementando programas de abastecimento de água industrial proveniente de Estações de Tratamento de Efluentes (FURTADO, 1999).

Em geral, quanto menores forem as especificações qualitativas do produto e as restrições do processo relativas à qualidade da água, maior será o potencial de utilização de águas servidas.

O potencial para uso nas indústrias de águas originadas do tratamento de efluentes municipais aumentará conforme (WPCF, 1989):

- os suprimentos de água potável tornem-se mais limitados;
- os custos de tratamento de água aumentem devido a maiores restrições nos padrões de potabilidade e de descarte de efluentes;
- a implementação de tratamentos avançados de águas residuárias reduza a concentração de substâncias orgânicas e inorgânicas e;

- a possibilidade das concessionárias de água de reduzir a carga de contaminantes originada de efluentes recebida pelas indústrias nos sistemas de esgotamento.

Podem-se destacar três categorias de água para uso industrial que utilizam grandes volumes com excelentes possibilidades para o reaproveitamento de águas usadas:

- I. água de reposição para torres e lagos de resfriamento;
- II. sistemas de resfriamento de ciclo aberto e;
- III. alimentação de processos e caldeiras.

Dentre estes três tipos de processos relativos a água de reúso, os sistemas de resfriamento (itens I e II) são os que apresentam características mais adequadas para associação com sistemas que utilizam água de reúso, devido a aspectos qualitativos menos restritivos do que o reúso de água associado ao item III.

3.1.2 ÁGUA DE RESFRIAMENTO

Os efluentes secundários tratados têm sido amplamente utilizados como água de resfriamento em sistemas com ou sem recirculação, tendo a vantagem de requerer qualidade independente do tipo de indústria e a de atender a outros usos menos restritivos, tais como lavagens de pisos e equipamentos e como água de processo em indústrias mecânicas e metalúrgicas. Além disso, a qualidade de água requisitada para resfriamento de sistemas semi-abertos é compatível com outros usos urbanos não potáveis, tais como irrigação de parques e jardins, lavagens de vias públicas, construção civil, formação de lagos para algumas modalidades de recreação e para efeitos paisagísticos (HESPANHOL, 1997).

As torres de resfriamento são sistemas que possuem grande potencial para utilizar águas residuárias tratadas. Por exemplo, de 25 a 50% da água total utilizada nas indústrias de refinamento de óleo, metalúrgicas e químicas são para suprir a água de reposição para torres de resfriamento (WPCF, 1989). Assim, segundo PUCKORIUS (2001), pode-se obter economia de até 50% com a substituição de uma parcela ou de toda a água de reposição por água de reúso.

As torres de resfriamento têm como finalidade remover calor de sistemas de ar condicionado e de uma enorme variedade de processos industriais que geram calor excessivo. A água aquecida é continuamente recirculada de uma fonte quente para a torre de resfriamento (Figura 1).

Figura 1 – Esquema de funcionamento de torre de resfriamento (DPPEA, 2004).

Na maioria dos sistemas de resfriamento, a água quente (ou água a ser resfriada) é bombeada para o topo da torre onde é distribuída por tubos ou calhas sob o material de enchimento interno, chamado colméia.

A colméia permite que água aquecida seja espalhada de forma uniforme por toda área da torre. O ventilador da torre aspira o ar através da água que cai sobre a colméia para provocar a evaporação.

O ar pode ser aspirado, pelo ventilador, através das venezianas em um fluxo contrário, transversal ou paralelo ao fluxo da água aquecida que está caindo na torre. Quanto maior for a mistura entre o ar e a água, mais eficiente será o resfriamento.

O resfriamento ocorre em uma torre pelos mecanismos de perda de calor (cerca de 2.321 KJ por quilograma de água), por evaporação (calor latente de evaporação) e, uma menor quantia, pela troca de calor da água para o ar (calor sensível).

A redução na temperatura da água irá variar de acordo com o ponto de orvalho do ambiente. Quanto mais baixo for o ponto de orvalho, maior será a diferença de temperatura entre a água que está entrando na torre (água aquecida) e a água de saída da torre (água resfriada) - DPPEA (2004).

O termo arraste é usado para qualificar a perda da água, na forma de névoa, que é carregada pelo vento para fora da torre. Uma taxa típica de arraste é de 0,05% a 0,2% da vazão de recirculação da torre.

A redução no arraste, pela instalação de venezianas ou eliminadores de gotas, diminui a perda de água, retém os produtos químicos do tratamento de água no sistema e melhora a eficiência de operação.

Os requisitos qualitativos para a água de reposição a ser utilizada em torres de resfriamento são definidos pelo aumento da concentração de determinadas substâncias no sistema, tais como cálcio, magnésio, sódio, cloretos, fosfato e compostos orgânicos, devido à evaporação de água. Para controlar este aumento de concentração uma parte da água de resfriamento é descartada para fora do sistema (água de descarte ou purga), sendo reposta por mais água (água de reposição).

A relação entre a vazão de reposição de água (água evaporada) e as vazões de descarte do sistema e de arraste somadas (equação 1) determina o número de ciclos de concentração em uma ou mais unidades. Porém, a equação 1 apenas ilustra o que foi comentado acima, pois a variável Q_r permanece como incógnita.

$$\text{Número de Ciclos de concentração} = \frac{Q_r}{Q_p + Q_g} \quad (1)$$

Sendo:

Q_{ar} - vazão de água de reposição;

Q_p - vazão de descarte do sistema;

Q_g - vazão de arraste.

Outras formas utilizadas para determinação e monitoramento do ciclo de concentração podem ser descritas pelas equações 2 e 3:

$$\text{Número de Ciclos de concentração} = \frac{\text{Concentração de SDT na água de descarte}}{\text{Concentração de SDT na água de reposição}} \quad (2)$$

$$\text{Número de Ciclos de concentração} = \frac{\text{Condutividade } (\mu\text{S/cm}) \text{ da água de descarte}}{\text{Condutividade } (\mu\text{S/cm}) \text{ da água de reposição}} \quad (3)$$

Vazões elevadas de descarte irão diminuir a concentração de substâncias no sistema, porém, aumentarão a demanda por água de reposição e por aditivos, bem como os custos. Atualmente, utilizam-se ciclos de concentração variando entre cinco e oito vezes (WPCF, 1989).

Segundo MIERZWA & HESPANHOL (2005), observando-se a Figura 1, e sabendo que a perda de água por evaporação equivale a 0,185% da água que circula no sistema para cada grau Celsius de variação de temperatura e que a perda de água por arraste equivale a no máximo 0,2% da vazão de circulação, tem-se:

$$P + A = \frac{E}{N - 1} \quad (4)$$

Onde,

P – purga do sistema (em % da vazão de circulação);

A- arraste (em % da vazão de circulação);

E- evaporação (em % da vazão de circulação);

N- ciclos de concentração (em % da vazão de circulação).

Substituindo-se os valores de evaporação (0,185%) e de arraste (0,08%) na equação (4) e relacionando os ciclos de concentração e a purga do sistema:

$$N = \frac{0,185 \times \Delta t}{P + 0,08} + 1 \quad (5)$$

MIERZWA & HESPANHOL (2005) variaram a temperatura de 5 a 20 °C em intervalos de 5 °C, obtendo ciclos máximos de concentração com a purga do sistema tendendo a zero. Na análise do gráfico de purga do sistema (% da vazão de recirculação) pelos ciclos de concentração, puderam constatar que o ciclo de concentração tem elevada influência sobre a purga do sistema até um valor próximo de 6.

Baseado nas equações (4) e (5) e nas variações de temperatura adotadas acima, é possível relacionarmos a economia de água em porcentagem relativa ao ciclo de concentração igual a 2 (Figura 2)

Figura 2 – Economia de água em porcentagem relativa a 2 ciclos de concentração.

O ciclo de concentração máximo na qual uma torre de resfriamento pode operar corretamente dependerá da qualidade da água de reposição e de circulação, assim como do pH, sólidos dissolvidos totais, alcalinidade, condutividade e dureza.

Alguns estados americanos têm leis que controlam o nível da qualidade da água numa torre de resfriamento na tentativa de promover o uso eficiente da água. Por exemplo, o estado do Arizona exige que a concentração de sólidos totais dissolvidos na água de descarte seja maior ou igual a 2000 ppm para torre com capacidade superior a 250ton. de água ou $3,165 \times 10^6$ KJ (DPPEA, 2004).

As principais variáveis operacionais relativas ao reúso que devem ser controlados numa torre de resfriamento são: a incrustação, corrosão, concentração de sólidos e crescimento microbológico.

Deste modo, a utilização de água de reúso nas torres de resfriamento pode requerer tratamentos adicionais (Tabela 1) visando proteger os componentes do sistema de problemas de corrosão, deposição e biológicos (PUCKORIUS, 2001). Em geral, a água residuária destinada ao reúso é clarificada visando reduzir os sólidos suspensos, fosfatos e silicatos; e a alcalinidade deve ser controlada para evitar a precipitação e deposição de carbonato de cálcio nos trocadores de calor.

Tabela 1 – Tratamentos considerando a qualidade requisitada para o reúso de água industrial e problemas potenciais característicos de cada parâmetro.

Parâmetro	Problemas potenciais	Tratamento
compostos orgânicos	Crescimento biológico e formação de lodo/incrustação espuma em caldeiras	carvão ativado trocaadores de íons
Amônia	interfere com a formação do cloro livre residual causa corrosão em ligas de cobre estimula o crescimento microbológico	nitrificação trocaadores de íons
Fósforo	Incrustação estimula o crescimento microbológico	precipitação química trocaadores de íons remoção biológica
Sólidos suspensos	Deposição suporte para o crescimento de microrganismos	filtração
cálcio, magnésio, sílica e ferro	Incrustação	precipitação química trocaadores de íons

Fonte: WCPF, 1989

Alguns aditivos químicos são utilizados na água em sistemas de resfriamento visando controlar alguns problemas relacionados na Tabela 1. Porém, existem limitações que dependem da qualidade da água de reposição e do número de ciclos de concentração.

Atualmente, os sistemas de resfriamento exigem operação com ciclos de alta concentração em longos períodos sem limpeza, devendo-se aliar a isso alternativas de reúso e reciclo da água.

Existe a necessidade de desenvolvimento de tecnologias que permitam operar os sistemas de resfriamento com valores elevados de turbidez, alto teor de sólidos suspensos, de ferro e de DQO.

Alguns exemplos de reúso de água em sistemas de resfriamento podem ser citados abaixo:

- ✓ as refinarias Shell Oil Company and Tosco Corporation possuem um plano para receber água de estações de tratamento de efluentes, porém, o engenheiro Monty Stokely alerta para os efeitos do fosfato e da amônia nos tubos de condensados. Em altas temperaturas, os fosfatos se depositam no tubo e a amônia em concentração maior que 1 ppm promove a corrosão (FURTADO, 1999);

- ✓ a Kurita, empresa que vende produtos de tratamento de água industrial para resfriamento, utilizou uma tecnologia denominada *water pinch*, a qual possibilitou o interligamento de duas torres de resfriamento, ou seja, fazendo com que parte da água descartada de uma delas fosse reaproveitada na outra. Isto reduziu a vazão de efluentes inorgânicos em $52,5 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ e economizou $41,5 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ de água clarificada (FURTADO, 1999).
- ✓ as companhias eletrônicas do Estados Unidos da América utilizam o rejeito da osmose reversa como parte da água de reposição para as torres de resfriamento (em geral, menos de dez por cento) - FURTADO, 1999;
- ✓ a estação de geração de energia em Burbank, Califórnia, utiliza aproximadamente $219 \text{ L} \cdot \text{s}^{-1}$ do efluente municipal do tratamento secundário como água de reposição no sistema de resfriamento com a adição de agentes inibidores de corrosão. Outra estação alimentada com efluente municipal de tratamento secundário se localiza na cidade de Las Vegas com uma vazão aproximada de $3.945 \text{ L} \cdot \text{s}^{-1}$ (WPCF, 1989);
- ✓ a companhia Bethlehem Steel em Baltimore utiliza $4700 \text{ L} \cdot \text{s}^{-1}$ do efluente municipal de tratamento secundário no processo e no sistema de resfriamento (WPCF, 1989);
- ✓ em uma usina de energia nuclear no Arizona, a água utilizada para o resfriamento é originada do tratamento de efluentes domésticos com as seguintes variáveis: menos de $5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ de amônia e remoção de cálcio, fosfatos, magnésio, sílica e sólidos suspensos (WPCF, 1989);

3.2 TIPOS DE TRATAMENTO DE EFLUENTES VISANDO O REÚSO

Em uma indústria, em função das atividades desenvolvidas, a água é utilizada para vários fins, o que exige a utilização de água com determinadas características físicas e químicas (Mierzwa, 2002).

Existem três formas de tratamento: físico, químico e biológico. Em geral, os processos de tratamento incluem várias formas combinadas em função dos fenômenos atuantes na formação dos efluentes, que é o que vai definir o processo de tratamento.

É importante observar que a técnica ou técnicas de tratamento a serem utilizadas para a obtenção de água com um determinado grau de qualidade depende dos compostos que se deseja remover da água sendo que, quanto maior o grau de pureza desejado para a água, mais complexo se torna o sistema de tratamento (Mierzwa, 2002).

Tratamento por Processos Físicos

São processos com enfoque de remoção de partículas suspensas e flutuantes por dispositivos físicos, que podem ser:

- Crivos,
- Grades,
- Peneiras,
- Caixas de areias,
- Removedores de espuma.
- Filtros,
- Decantadores,

Tratamento por Processos Químicos

São processos com enfoque de remoção, em geral, de material coloidal, cor, turbidez, odor, ácidos, álcalis, metais pesados e óleos mediante reações químicas, raramente são adotados isoladamente, e geralmente utiliza produtos químicos. Normalmente se utiliza este processo quando nem os processos físicos e/ou biológicos apresentam eficiência adequada. Os processo comumente utilizados são:

- Floculação,
- Precipitação química,
- Oxidação química,
- Cloração,
- Correção de ph.

Tratamento por Processos Biológicos

São processos que se utilizam de microorganismos para remoção de poluentes da água. São tratamentos que tentam reproduzir os processos naturais que ocorrem em corpos d'água.

A essência dos processos biológicos de tratamento de esgotos reside na capacidade dos microorganismos envolvidos utilizarem os compostos orgânicos biodegradáveis, transformando-os em subprodutos que podem ser removidos do sistema de tratamento. Os subprodutos formados podem se apresentar na forma sólida (lodo biológico), líquida (água), ou gasosa (gás carbônico, metano etc.). qualquer que seja o processo utilizado, aeróbio ou anaeróbio, a capacidade de utilização dos compostos orgânicos depende da atividade microbiana da biomassa presente.

As principais vantagens do tratamento de efluentes por processos biológicos são:

- Tecnologia amplamente bem desenvolvida;
- Podem ser utilizados para o tratamento de efluentes industriais;
- Podem ser adaptados para o tratamento de um efluente específico;
- Geração menor de lodo;
- Baixo consumo de insumos químicos nos seus processos.

Um aspecto importante a ser considerado é que os processo biológicos, na maioria dos casos, não alteram ou destroem compostos inorgânicos. Na verdade, baixas concentrações de alguns compostos inorgânicos solúveis, como por exemplo os íons metálicos, podem inibir atividade enzimática dos microorganismos em função dos mesmos, devido a sua carga negativa, funcionarem como trocadores de íons, o que resulta na adsorção de íons positivos sobre a parede de suas células.

A tabela 2 apresenta os principais processos biológicos para tratamento de esgotos sanitários.

Tabela 2 - Principais processos biológicos para tratamento de esgotos sanitários.

Tipo de Tratamento por Processo Biológico		Nome Usual		Uso
Processos aeróbios	Com crescimento em suspensão	Lodos ativados	Convencional (Plug-flow)	Remoção de DBO carbonácea (nitrificação)
			Mistura completa	
			Aeração em etapas	
			Oxigênio puro	
			Reatores em batelada em serie	
			Estabilização por contato	
			Aeração prolongada	
			Valos de oxidação	
			Poço profundo	
	Crescimento em suspensão e nitrificação	Lagoas aeradas		Nitrificação
				Remoção de DBO carbonácea (nitrificação)
	Com crescimento em suportes	Digestão aeróbica	Com ar	Estabilização e remoção de DBO carbonácea
			Com oxigênio puro	
		Filtros biológicos	Alta taxa de aplicação	Remoção de DBO carbonácea
			Baixa taxa de aplicação	
		Filtros grosseiros (leito de pedra)		Remoção de DBO carbonácea
		Contadores biológicos rotacionais		Remoção de DBO carbonácea e nitrificação
		Reatores com enchimento		Remoção de DBO carbonácea e nitrificação

Fonte: MIERZWA, 2002

Continuação Tabela 2 - Principais processos biológicos para tratamento de esgotos sanitários.

Tipo de Tratamento por Processo Biológico		Nome Usual		Uso
Processos anóxicos	Com crescimento em suspensão	Crescimento em suspensão e desnitrificação		Desnitrificação
	Com crescimento em suportes	Filme fixo e desnitrificação		Desnitrificação
Processos anaeróbio	Com crescimento em suspensão	Digestão anaeróbia	Taxa padrão de estagio único	Estabilização e remoção de DBO carbonácea
			Alta taxa de estagio único	Estabilização e remoção de DBO carbonácea
			Dois estágios	Estabilização e remoção de DBO carbonácea
	Com crescimento em suportes	Processos anaeróbios de contato	Filtros anaeróbios	Estabilização e remoção de DBO carbonácea estabilização de esgotos (desnitrificação)
Processos em lagoas	Lagoas aeróbias			Remoção de DBO carbonácea
	Lagoas de maturação			Remoção de DBO carbonácea e nitrificação
	Lagoas facultativas			Remoção de DBO carbonácea
	Lagoas anaeróbicas			Remoção de DBO carbonácea estabilização de esgotos

Fonte: MIERZWA, 2002.

Assim, o tratamento de água para reúso industrial pode variar dependendo do seu uso específico. O tipo de tratamento existente tem influência decisiva para o reúso. Portanto, se faz necessário que esse tratamento seja caracterizado em termos dos processos aplicados, desempenho e confiabilidade (BLUM, 2003).

O sistema de Lodos ativados é um dos sistemas mais utilizados para tratamento de esgotos domésticos. Estes sistemas apresentam eficiências relativamente altas para remoção de material carbonáceo e, dependendo da configuração, de nitrogênio. Ou seja, apresenta-se como sistema adequado para integração com processos de tratamento avançados.

3.2.1 Lodos Ativados

O sistema de lodos ativados (Figura 3) é um processo de tratamento biológico aeróbio amplamente utilizado para o tratamento de águas residuárias domésticas e industriais, podendo preceder processos avançados de tratamento quando se necessita de efluentes com características qualitativas restritas (WPCF, 1989).

Figura 3 – Esquema das unidades do sistema de lodos ativados.

Onde:

Q – vazão afluyente

Q_r – vazão de recirculação do lodo ativado

R – razão de recirculação = Q_r/Q

Q' - vazão efluente

Q'' - vazão de excesso de lodo ativado

Q_u – vazão de retirada do lodo do decantador secundário = Q_r+Q''

S_o – concentração da DBO₅ afluyente

S_e – concentração da DBO₅ efluente (e no tanque de aeração), solúvel

X – concentração de SST efluente do decantador primário, desprezível

X_e – concentração de SST efluente

X_a - concentração de SST ou do lodo no tanque de aeração (SSTA), na literatura representada muitas vezes por MLSS (*"mixed liquor suspended solids"*)

X_{av} – concentração de SSV no tanque de aeração (SSVTA)

X_u - concentração de SST no lodo recirculado

V – volume do tanque de aeração

ΔX – ganho de produção de lodo no tanque de aeração

No tratamento por lodos ativados, ocorrem as reações bioquímicas de remoção de matéria orgânica e, em determinadas condições, de matéria nitrogenada. A biomassa utiliza o substrato presente no esgoto para se desenvolver e o oxigênio inserido no reator para satisfazer a oxidação da matéria orgânica carbonácea e a nitrificação.

Considerando a taxa de remoção de DBO ou DQO, pode-se representar a sua variação pela equação 6.

$$\frac{dS}{dt} = -K \times S \quad (6)$$

Onde:

K – taxa específica de remoção do substrato (d⁻¹);

S – concentração de substrato;

t – tempo.

Caso seja realizado um balanço de massa em torno do reator aeróbio da Figura 3, obtém-se a equação 7.

$$S_e = \frac{S_0}{1 + (K \times t)} \quad (7)$$

Onde:

S_0 – concentração da DBO₅ afluente;

S_e – concentração da DBO₅ efluente solúvel (e no tanque de aeração).

Segundo JORDÃO & PESSOA, para o esgoto doméstico, o valor de K varia entre 0,017 e 0,03 d⁻¹.

Devido à inserção de oxigênio, o tratamento é acompanhado por uma grande agitação e mistura necessitando de uma separação da biomassa em uma fase posterior.

A biomassa pode ser separada facilmente por processos físico-químicos ou físicos devido ao fato das bactérias possuírem uma matriz gelatinosa que permite a aglutinação (formação de flocos) das bactérias e outros microrganismos, tais como protozoários. Uma parte do lodo produzido no decantador secundário é recirculada para o tanque de aeração, aumentando a concentração de biomassa e, portanto, a eficiência do sistema. Observa-se ainda, que no sistema ocorre a descarga de lodo para evitar um crescimento excessivo da biomassa.

Na prática a concentração de lodo não pode exceder um determinado valor máximo para garantir o funcionamento adequado do decantador de lodo como unidade de separação de fases. Quando esse valor é atingido, haverá descarga de lodo, de tal modo que no reator biológico se mantenham constantes a biomassa e a concentração de lodo, ou seja, a descarga é correspondente ao crescimento de lodo (van HAANDEL *et al*, 1999).

3.2.1.1 Variáveis no dimensionamento e controle do processo de lodos ativados

Algumas variáveis são importantes para o dimensionamento e controle de sistemas de tratamento de efluentes por lodos ativados. Dentre elas, pode-se destacar as seguintes:

I. Relação alimento/microrganismo

Esta relação mede a razão entre o substrato (medido como DBO ou DQO) presente no esgoto afluente e os microrganismos no tanque de aeração (sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração – SSVTA). A equação 8 representa esta relação.

$$\frac{A}{M} = \frac{Q \times S_0}{X_{av} \times V} \quad (8)$$

Onde:

A/M – relação alimento/microrganismo (Kg DBO ou DQO. Kg⁻¹SSVTA. d⁻¹ ou d⁻¹)

Os valores típicos para a relação alimento/microrganismo são apresentados na Tabela 3.

Tabela 3 – valores típicos da relação alimento/microrganismos.

Variável	Sistema de lodos ativados convencional (d ⁻¹)		Sistema de lodos ativados com aeração prolongada (d ⁻¹)	
A/M	0,3 a 0,4 ^a	0,25 a 0,5 ^b	0,07 a 0,10 ^a	0,07 a 0,15 ^b

a. JORDÃO & PESSOA (2005), adaptado. b. ALEM SOBRINHO & KATO (1999).

No sistema convencional, a idade do lodo é usualmente da ordem de 4 a 10 dias, a relação A/M na faixa de 0,25 a 0,50 kgDBO.kgSSVTA⁻¹.dia⁻¹, e o tempo de detenção hidráulica no reator, da ordem de 6 a 8 horas. Com esta idade do lodo, a biomassa retirada do sistema no lodo excedente requer ainda uma etapa de estabilização no tratamento do lodo, por conter ainda um elevado teor de matéria orgânica armazenada nas suas células (CHERNICHARO, 2001).

Caso a biomassa permaneça no sistema por um período mais longo, da ordem de 18 a 30 dias (daí o nome aeração prolongada), recebendo a mesma carga de DBO do esgoto bruto que o sistema convencional, haverá menor disponibilidade de alimento para as bactérias (relação A/M de apenas 0,07 a 0,15 kgDBO.kgSSVTA⁻¹.dia⁻¹). A quantidade de biomassa (kgSSVTA) é maior que no sistema de lodos ativados convencional, o volume do reator aeróbio é também maior, e o tempo de detenção do líquido é em torno de 16 a 24 horas. Portanto, há menos matéria

orgânica por unidade de volume do tanque de aeração e também por unidade de biomassa do reator (CHERNICHARO, 2001).

Em decorrência, as bactérias, para sobreviver, passam a utilizar nos seus processos metabólicos a própria matéria orgânica biodegradável componente das suas células. Isto corresponde a uma estabilização da biomassa, ocorrendo no próprio tanque de aeração. Enquanto no sistema convencional a estabilização do lodo é feita em separado (na etapa de tratamento de lodo), usualmente em ambiente anaeróbio, na aeração prolongada ela é feita conjuntamente, no próprio reator, tendo-se, portanto, um ambiente aeróbio. O consumo adicional de oxigênio para a estabilização de lodo (respiração endógena) é significativo e inclusive pode ser maior que o consumo para metabolizar o material orgânico do afluente (respiração exógena).

II. Idade do lodo

Nos sistemas de lodos ativados, o tempo de detenção hidráulico médio é baixo, da ordem de horas, acarretando em um volume reduzido do tanque de aeração. No entanto, devido à recirculação de sólidos, estes permanecem no sistema por um tempo muito superior ao do líquido. O tempo de retenção de sólidos (equação 9) é denominado idade do lodo. Esta maior permanência dos sólidos no sistema permite que a biomassa tenha tempo suficiente para metabolizar a matéria orgânica.

$$\theta_c = \frac{X_{av} \times V}{Q'' \times X_{uv}} \quad (9)$$

Onde:

θ_c - idade do lodo;

X_{uv} – concentração de SSV no lodo em excesso;

Considerando a retirada de lodo diretamente do tanque de aeração, obtém-se a equação 10.

$$X_{uv} = X_{av}$$

Então

$$\theta_c = \frac{V}{Q''} \quad (10)$$

Para sistemas de lodos ativados convencional a idade do lodo deve ser da ordem de 4 a 15 dias. No sistema de aeração prolongada, da ordem de 18 a 40 dias.

III. Síntese celular

Uma fração da matéria orgânica é sintetizada em novas células, ou seja, a fração correspondente a fase de síntese é conhecida como coeficiente de produção (Y). A equação 11 relaciona a síntese celular com a concentração de substrato.

$$\frac{(dX_a)_s}{dt} = Y \frac{dS}{dt} \quad (11)$$

Onde:

$(dX_a)_s$ – aumento da concentração de organismos ativos devido a síntese de novas células;

$\frac{(dX_a)_s}{dt}$ - taxa de crescimento de microrganismos.

Y – coeficiente de produção celular;

$\frac{dS}{dt}$ – taxa de utilização de substrato pelos organismos.

Os valores usuais de coeficiente de produção celular em processo de lodos ativados variam de 0,40 a 0,50 mg SSV.mg⁻¹ DBO.

IV. Oxidação das células

A fração de células destruídas na fase de auto-oxidação é conhecida como taxa de respiração endógena e possui relação com a massa de células ativas. A equação 12 representa esta relação.

$$K_d = \frac{\frac{(dX_a)_e}{dt}}{X_{av}} \quad (12)$$

Onde:

K_d – taxa específica de respiração endógena;

$\frac{(dX_a)_e}{dt}$ - taxa de decréscimo de microrganismos ativos devido a oxidação do material celular na respiração endógena.

Os valores usuais de coeficiente de oxidação celular ou taxa específica de respiração endógena em processo de lodos ativados variam de 0,05 a 0,10 g SSV.g⁻¹ SSV.d⁻¹.

Realizando um balanço de massa na Figura 3 e aplicando as equações apresentadas anteriormente, as seguintes relações podem ser expressas por:

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \frac{Q(S_0 - S_e)}{X_{av} \times V} - K_d \quad (13)$$

$$X_{av} = \frac{\theta_c \times Y(S_0 - S_e)}{t(1 + K_d \times \theta_c)} \quad (14)$$

$$V = \frac{\theta_c \times Y \times Q(S_0 - S_e)}{X_{av}(1 + K_d \times \theta_c)} \quad (15)$$

Atualmente, a remoção biológica de nutrientes, principalmente fósforo e nitrogênio, tem sido empregada em sistemas de lodos ativados, visando minimizar o processo de eutrofização em lagos, represas e estuários. Para possibilitar esta remoção, são requisitadas algumas modificações no sistema de lodos ativados.

Nos esgotos domésticos brutos, as formas predominantes de nitrogênio são o nitrogênio orgânico (uréia, aminoácidos e outras substâncias orgânicas do grupo amino) e a amônia.

Em um sistema de lodos ativados, podem ocorrer as seguintes reações:

i. Amonificação/assimilação

Na reação de amonificação, o nitrogênio orgânico é convertido em nitrogênio amoniacal, enquanto na assimilação ocorre o processo inverso (equação 16). A amônia existe em solução tanto na forma de íon (NH₄⁺) como na forma não ionizada (NH₃), sendo que na faixa de pH próxima à neutralidade, a amônia apresenta-se, quase na sua totalidade, na forma ionizada.

assimilação

ii. Nitrificação

O processo de nitrificação ocorre pela utilização de amônia por microrganismos autotróficos, convertendo a amônia para nitrito e em seguida para nitrato (de acordo com as equações 17, 18 e 19). A transformação de amônia a nitritos é realizada pelas bactérias do gênero *Nitrossomonas* e a oxidação dos nitritos a nitratos pelas bactérias do gênero *Nitrobacter*. Ambos os gêneros *Nitrossomonas* e *Nitrobacter* somente desenvolvem atividade bioquímica na presença de oxigênio dissolvido, ou seja, são microrganismos aeróbios obrigatórios (van HAANDEL *et al*, 1999).

+

ou

A nitrificação no sistema de lodos ativados convencional possui grande probabilidade de ocorrer, porém, esta sujeita à instabilidade na faixa inferior da idade do lodo, especialmente em temperaturas mais baixas.

Já na faixa superior, a menos que ocorram problemas ambientais específicos (ex: presença de elementos tóxicos, falta de oxigênio dissolvido), ela ocorre quase que completamente. O que ocorre, também, em sistemas com aeração prolongada.

iii. Desnitrificação

O processo de desnitrificação ocorre em condições anóxicas. Os nitratos são utilizados por microrganismos heterotróficos como o aceptor de elétron, sendo reduzidos a nitrogênio gasoso (de acordo com a equação 20).

von SPERLING (1997) destaca a importância da economia de oxigênio e do aumento da capacidade de tamponamento do meio (consumo de H^+) no processo de desnitrificação.

Nas reações de amonificação, nitrificação e desnitrificação existe o envolvimento de íons hidrogênio, afetando a alcalinidade do processo por lodos ativados. Na amonificação há consumo de 1 mol de H^+ por mol de íon amônio produzido, na nitrificação há produção de 2 mols de H^+ por mol de nitrato formado e na desnitrificação há consumo de 1 mol de H^+ por mol de nitrato reduzido.

Sabe-se que a produção de 1 mol de H^+ (acidez mineral) é equivalente ao consumo de 1 mol de alcalinidade ou 50g de CaCO_3 , então nos três processos (van HAANDEL e MARAIS, 1999):

- I. Na amonificação há uma produção de alcalinidade de 50g por mol de amônio (14g de N) amonificado: $(\Delta\text{Alc}/\Delta\text{N}) = 50/14 = 3,57 \text{ mg CaCO}_3.\text{mg}^{-1}\text{N}$;
- II. Na nitrificação há um consumo de alcalinidade de $2 \times 50 = 100\text{g CaCO}_3$ por mol de N (14g): $(\Delta\text{Alc}/\Delta\text{N}) = -100/14 = -7,14 \text{ mg CaCO}_3.\text{mg}^{-1}\text{N}$;
- III. Na desnitrificação é produzido 50g de CaCO_3 por mol de N: $(\Delta\text{Alc}/\Delta\text{N}) = 50/14 = 3,57 \text{ mg CaCO}_3.\text{mg}^{-1}\text{N}$.

iv. Outras variáveis ambientais relacionados a nitrificação e desnitrificação

van HAANDEL e MARAIS (1999) mostram que um aumento de alcalinidade de 35 ppm para 500 ppm resulta num aumento do pH de menos de uma unidade. Em contraste, quando a alcalinidade é menor que 35 ppm, o valor do pH depende acentuadamente do valor da alcalinidade. A redução da alcalinidade de 35 ppm para 0 faz com que o pH caia da faixa neutra para um valor de 4,2 aproximadamente. Um pH baixo afeta sensivelmente a atividade dos microrganismos. As Nitrossomonas e Nitrobacter, ambas ativas no processo de nitrificação, virtualmente cessam suas atividades em pH com valor abaixo de 6,0.

Na prática as águas residuárias podem ter um valor de alcalinidade inferior àquele necessário para manter um pH estável no sistema de lodos ativados. Isto é provável quando o sistema de tratamento é inteiramente aeróbio, ocorrendo a nitrificação sem

desnitrificação. Nesse caso, torna-se necessário a adição de agente alcalinizante para aumentar a alcalinidade da água residuária. Sem a adição de alcalinidade, o sistema de lodo ativado será instável: haverá períodos de nitrificação e conseqüentemente redução do pH e da alcalinidade, até que este obtenha um valor de pH que não permite mais a continuidade da nitrificação.

Quando a nitrificação é inibida, a alcalinidade e o pH aumentarão pela introdução do afluente até que se restabeleçam condições favoráveis para a nitrificação, iniciando-se então um novo ciclo. Se o sistema de tratamento inclui a desnitrificação, então a redução da alcalinidade será menor, pois a desnitrificação produz alcalinidade, e em muitos casos não haverá necessidade de adição de agente alcalinizante, tal como cal ou soda barrilha.

A taxa de reprodução dos organismos nitrificantes é bem inferior à dos organismos heterótrofos, responsáveis pela estabilização da matéria carbonácea (ARCEIVALA, 1981), mostrando que a idade do lodo (θ_c) é extremamente importante para a obtenção da nitrificação no sistema de lodos ativados. A nitrificação ocorrerá, mantidas as condições ideais de temperatura e oxigênio dissolvido ($>2,0$ mg/L - HAANDEL e MARAIS, 1999), caso a idade do lodo seja suficientemente alta, tal que permita o desenvolvimento das bactérias nitrificantes.

Na cinética da nitrificação, somente é considerada a oxidação do nitrogênio amoniacal a nitrito pelas Nitrossomonas, pois a oxidação do nitrito pelas Nitrobacter desenvolve-se de uma forma tão rápida, que pode ser considerada instantânea. ARCEIVALA (1981) propõe que, para esgotos sem nenhum fator inibidor específico, possam ser considerados os valores mínimos da idade do lodo mostrados na Figura 4.

Figura 4 – Idade mínima do lodo para nitrificação correlacionado com a Temperatura (ARCEIVALA, 1981).

V. Característica de Flocos de lodos ativados

No processo de lodos ativados, a operação da unidade de separação de sólidos é um dos pontos mais importantes para que ocorra o funcionamento eficiente do sistema, devido à remoção de grande parte da DBO do efluente clarificado e ao retorno da biomassa ativa no processo de lodos ativados.

Esta fase de separação de sólidos depende da formação e característica dos flocos. JORDÃO & PESSOA (2005), destacam que a estrutura do floco possui dois níveis de formação:

- Microestrutura: devido a processos de agregação microbiológica e biofloculação;
- Macroestrutura: devido a presença de organismos filamentosos que formam uma *rede suporte* ou *espinha dorsal* para possibilitar a união de bactérias formadoras de flocos visando formar flocos maiores e mais resistentes.

Flocos com boa sedimentabilidade dependem da presença adequada de organismos formadores de flocos e organismos filamentosos. Assim, um bom parâmetro para investigar a sedimentabilidade do lodo é o Índice Volumétrico de Lodo (IVL).

O IVL (mL/g) representa o volume em mililitros ocupado por um grama de lodo, após sedimentação por 30 minutos. Pode ser determinado pela relação entre o volume de

lodo que sedimenta após trinta minutos em uma proveta graduada de 1.000mL e a concentração de sólidos em suspensão nessa amostra.

Valores do IVL acima de 200 (mL.g⁻¹) costumam ser uma indicação de lodo de má qualidade e má sedimentabilidade, enquanto valores entre 40 e 150 (mL.g⁻¹) têm indicado uma boa qualidade do lodo formado.

Os flocos de sistemas de lodos ativados podem apresentar-se, em geral, com os seguintes problemas:

- Quando os flocos limitam-se, praticamente, a organismos formadores de flocos, pode ocorrer o fenômeno conhecido como *floco pontual (pin point)*, no qual o IVL pode ter valores baixos, porém o sistema apresenta turbidez e concentração de sólidos suspensos elevada;
- Quando os flocos possuem um crescimento exagerado de organismos filamentosos com IVL maior que 200 (mL.g⁻¹), o lodo tende a sedimentar e compactar mal. Também, conhecido como processo de *bulking*.

Assim, tem-se uma dificuldade operacional quando a biomassa ativa aumenta no sistema: ocorre um aumento de carga orgânica afluenta passível de ser tratada, porém, piora as condições de sedimentação do floco, dificultando a separação da biomassa do efluente final.

Nos últimos anos, o aumento da biomassa ativa no sistema de lodos ativados tem sido viabilizado pelo uso de sistemas de membranas em substituição ao decantador secundário. Deste modo, a tecnologia de membranas tem impactado várias áreas de tratamento de águas residuárias, tais como: recuperação terciária de sólidos, melhora dos processos biológicos, espessamento de lodos e reúso de água (DAVIES *et al*, 1998)

3.2.2 Sistema de separação por Membranas

As rápidas transformações sociais, econômicas e industriais têm gerado novos problemas ambientais. Isto requer um aumento constante da contribuição de novas tecnologias que visem minimizar os impactos decorrentes destas transformações. Dentre as tecnologias de tratamento de águas residuárias, a utilização de sistemas

de separação por membranas está se tornando mais evidente e aceito no ambiente industrial.

O aumento das restrições ambientais e dos benefícios econômicos de recuperação de energia e produtos químicos tem estimulado a aplicação da tecnologia de membranas em várias indústrias (SINGH *et al*, 1999). Pode ser citado, como exemplo, o programa anunciado pelo *National Science Foundation and Council for Chemical Research* que incentiva pesquisas para redução da poluição na sua origem com a aplicação da tecnologia de membranas.

Na área de saneamento básico, SCHNEIDER & TSUTIYA (2001) destacam que o grande avanço da tecnologia de membranas iniciou-se quando foram utilizadas membranas de separação de partículas (microfiltração e ultrafiltração) no começo da década de 1990.

Nos últimos anos, a maior preocupação com segurança, confiabilidade e redução de custos industriais tem feito do tratamento de água com tecnologia de membranas (FURTADO, 1999) uma alternativa para alcançar os padrões de água potável da US Environmental Protection Agency (USEPA) – PONTIUS (1996).

Podem ser citados alguns fatores que tendem a aumentar o uso da tecnologia de membranas em sistemas de tratamento, dentre os quais se destacam:

- a redução da pressão motriz necessária para filtração;
- a redução do custo das membranas;
- a limitação das tecnologias convencionais quando utilizadas para atender a novos padrões de qualidade mais restritos;
- a diminuição de mananciais com qualidade adequada e;
- o aumento do reúso de água para fins não potáveis.

3.2.2.1 Princípio de operação

O princípio de funcionamento da maioria das membranas é a sua ação como uma barreira seletiva, permitindo a passagem de algumas espécies e a retenção de outras. As membranas são utilizadas para operação de separação, podendo ser constituídas por um polímero, um material inorgânico ou um metal. A restrição ao deslocamento de certas espécies pode ser observada pela taxa de transporte destas espécies (vide Figura 5).

Figura 5 – Funcionamento esquemático de uma membrana. Fonte: APTEL & BUCKLEY (1996).

A passagem de líquido pela membrana é realizada por forças externas (pressão ou potencial elétrico), sendo denominado de permeado o líquido clarificado que atravessa a membrana. Uma classificação de operação por membranas pode ser descrita pela Tabela 4.

Tabela 4 – Principais mecanismos de operação das membranas no tratamento de água

Membrana	Força externa	Mecanismo de separação	Estrutura da Membrana	Fase	
				Alimentação	Permeado
microfiltração	pressão	filtração	macroporos (>50nm)	líquida	líquida
ultrafiltração	pressão	filtração	mesoporos (2 a 50nm)	líquida	líquida
Osmose reversa	pressão	solução/difusão + exclusão	densa	líquida	líquida

Fonte: APTEL & BUCKLEY (1996)

3.2.2.2 Características das membranas

As principais características relacionadas à membrana são:

- ✚ Espessura – em membranas com as mesmas características morfológicas, quanto maior a espessura da subcamada, maior a resistência ao fluxo e menor a taxa de permeação. Com um suporte macroporoso (com diâmetros de poro maiores) a resistência ao fluxo das membranas decresce;
- ✚ Porosidade – pode ser considerada como a quantidade de vazios em sua estrutura na parte superficial da membrana, expressa em volume de poros por metro quadrado;
- ✚ Seletividade – pode ser definida como a propriedade da membrana em permitir a passagem ou não de determinadas espécies, sendo, deste modo, relacionada sempre a espécie em questão. Depende da distribuição dos diâmetros dos poros, sendo que as membranas possuem uma distribuição do tamanho dos poros em torno de um valor de diâmetro médio;
- ✚ Permeabilidade – pode ser considerada como a taxa de permeado obtida para determinada substância que atravessa a membrana, sendo que cada poro é considerado como um capilar e a soma de todos os fluxos parciais fornece o fluxo total. A força motriz aplicada é o que permite o transporte de espécies selecionadas através da membrana, podendo esta força ser mecânica, química, elétrica ou térmica.

A eficiência de uma membrana é determinada por dois fatores:

- I. fluxo – volume que passa através da membrana por unidade de área, por unidade de tempo e;
- II. seletividade.

Uma membrana ideal possui seletividade e permeabilidade elevadas. Porém, em geral, quando se tenta maximizar a seletividade diminui-se a permeabilidade e vice-versa.

3.2.2.3 Classificação das Membranas

As membranas podem ser classificadas por diferentes critérios, tais como:

a) Morfologia

A gama de aplicações da tecnologia de membrana foi ampliada pelo desenvolvimento das membranas assimétricas (o diâmetro do poro varia na direção transversal – vide Figura 6) por Loeb e Sourirajan na década de 1950.

Figura 6 – micrografia de uma membrana com estrutura assimétrica. Fonte: ELIXA (2004).

As membranas assimétricas substituíram as membranas simétricas (mesma porosidade em toda a membrana) que possuíam fluxos bem menores. Em relação a sua morfologia podem-se classificar as membranas em:

- ✚ Membranas isotrópicas: possuem diâmetro de poro regular em toda a sua espessura. Apresentam perda de carga considerável e são sensíveis ao ataque de microrganismos. Possuem pequeno fluxo de permeado e pequena vida útil. São denominadas membranas de primeira geração.
- ✚ Membranas anisótropicas: o diâmetro do poro aumenta ao longo da camada filtrante, proporcionando um melhor fluxo do permeado. Resistem bem aos ataques de produtos químicos e bacterianos, porém não suportam altas temperaturas e valores extremos de pH. São fabricadas à base de polímeros orgânicos, como as poliamidas, polisulfonas, policarbonatos ou poli fluoretos. São denominadas membranas de segunda geração.
- ✚ Membranas compostas (orgânicas ou minerais): são formadas por uma camada filtrante disposta na forma de um filme fino sobre uma estrutura de

suporte, que é geralmente uma membrana assimétrica. O material utilizado na confecção do filme difere do polímero utilizado no suporte. Apresentam melhor desempenho do que as anteriores. Possuem boa resistência a produtos químicos com pH entre 1 a 14, solventes, oxidantes, pressões elevadas e altas temperaturas. São denominadas membranas de terceira geração.

b) Textura Física

As membranas podem apresentar as seguintes texturas físicas:

- *densa* - numa membrana densa a transferência de moléculas é efetuada por mecanismo de solução-difusão. Em geral, utiliza-se material a base de polímero de alta densidade. A densidade pode ser relacionada ao fluxo como uma função inversamente proporcional. A Osmose Reversa é uma membrana típica deste grupo.
- *porosa* - uma membrana porosa deve apresentar poros fixos. Também, deve possuir boa resistência mecânica, porém pequena espessura para permitir uma elevada vazão de permeado. Essa condição é satisfeita pela utilização de membranas com estruturas assimétricas, tais como as membranas *compostas*. Utilizam como mecanismo de separação a filtração. As membranas de microfiltração e de ultrafiltração são características deste grupo.

c) Material

As membranas podem ser de origem natural ou sintética. As membranas sintéticas podem ser confeccionadas por diferentes materiais, tais como materiais orgânicos (polímeros) ou inorgânicos (exemplo: metais e cerâmicas).

As membranas orgânicas podem ser compostas de celulose e seus derivados. Estes polímeros hidrofílicos possuem baixo custo, possuem pouca tendência à adsorção na filtração e podem ser utilizadas em uma faixa extensa de pressões.

Os principais polímeros utilizados em membranas podem ser observados na Figura 7.

Figura 7 – Estruturas moleculares dos principais materiais poliméricos utilizados em membranas orgânicas. Fonte: APTEL & BUCKLEY (1996)

Alguns polímeros são utilizados em membranas para situações específicas, tais como (APTEL & BUCKLEY, 1996):

- no tratamento de água - membranas compostas por ésteres de celulose (principalmente di e triacetato). Têm a vantagem de serem resistentes ao cloro;
- na dessalinização – membranas hidrofílicas compostas por poliamidas. Possuem a vantagem de serem mais seletivas e mais estáveis do que os ésteres;
- em operações de ultrafiltração – polímeros como polisulfona e polietersulfona

não são hidrofílicos e tem uma grande tendência à adsorção na filtração. Estes polímeros são, geralmente, utilizados como suporte em membranas compostas. A poliacrilonitrila, também, é muito utilizada em membranas de ultrafiltração.;

- em operações de microfiltração – devido à excelente estabilidade química e térmica, os seguintes polímeros são utilizados em membranas macroporosas: politetrafluoretileno, polivinilidina, polietileno, policarbonato ou polipropileno.

As membranas inorgânicas possuem, geralmente, maior estabilidade química, mecânica e térmica do que as membranas orgânicas, porém apresentam a desvantagem de serem mais caras. As membranas cerâmicas são as mais utilizadas dentre as membranas inorgânicas.

Todas as membranas minerais são de estrutura assimétrica. O suporte e a película ativa (responsável pela ação seletiva) podem ser de diferentes materiais (membrana composta) ou de materiais de mesma natureza.

d) Porosidade

As membranas mais utilizadas na área de tratamento de efluentes são as de porosidade média, ou seja, as membranas de microfiltração e ultrafiltração (vide Tabela 5).

Tabela 5 – porosidade média de membranas utilizadas no tratamento de água e esgoto.

Membrana	Faixas de separação	Material retido
microfiltração	0,1 a 0,2 μm	Protozoários, bactérias, vírus (maioria), partículas
ultrafiltração	10^3 a 10^6 D	Material retido na microfiltração, colóides e a totalidade de vírus
nanofiltração	200 a 10^3 D	Íons divalentes e trivalentes, moléculas orgânicas com tamanho maior do que a porosidade média da membrana
osmose reversa	< 200D	Íons e praticamente toda a matéria orgânica

FONTE: SCHNEIDER & TSUTIYA (2001) adaptado.

A distinção entre os tipos de membrana pode ser objeto de diferentes interpretações, porém, geralmente, as membranas podem ser identificadas pelos tipos de materiais

que rejeitam (Figura 8), pressões de operação e porosidade nominal. Podendo existir um fabricante que venda uma membrana de nanofiltração similar a outro fabricante que venda uma membrana de ultrafiltração com porosidade na faixa inferior.

Figura 8 – Processos de separação por membranas.

Os tipos de membranas existentes são melhor descritos a seguir.

Microfiltração

É um processo de separação de sólidos de um líquido ou de um gás. O permeado, teoricamente, deveria estar livre de sólidos, porém, fragmentos de partículas podem escapar durante a filtração.

As membranas possuem porosidade com limite inferior de 0,1 a 0,2 μm promovendo uma grande remoção de sólidos suspensos, incluindo bactérias e uma parcela de vírus e macromoléculas.

As membranas utilizadas na microfiltração (MF) são geralmente feitas de finos filmes poliméricos com tamanhos de poros uniformes e com grande densidade de poros. A grande densidade dos poros destas membranas, geralmente, significa uma resistência hidrodinâmica relativamente baixa e conseqüentemente altas taxas de fluxo.

A irregularidade dos poros da maioria das membranas e a forma irregular das partículas a serem filtradas provocam, em membranas simétricas, a adsorção em profundidade, sendo este efeito diminuído com o uso de membranas assimétricas.

O fenômeno de adsorção pode ter uma importante função no entupimento da membrana. Por exemplo, uma membrana hidrofóbica apresenta uma grande tendência a colmatação devido à presença de proteínas. Outra desvantagem da membrana hidrofóbica é que a água não flui através da membrana a baixas pressões a menos que elas sejam pré-tratadas com álcool.

Ultrafiltração

Possuem porosidade variando de 0,1 μm a pouco menos de $5 \times 10^{-6} \mu\text{m}$. Essas membranas possuem maiores pressões transmembrana do que as membranas de microfiltração para um determinado fluxo, particularmente no início do ciclo.

É um processo que fraciona e concentra soluções que contenham substâncias coloidais e com grande peso molecular, tais como as proteínas.

É comum caracterizar a membrana de ultrafiltração em função da sua característica de reter proteínas com determinado peso molecular. Portanto, utiliza-se o termo *peso molecular de corte* (*Molecular Weight cut-off*) para definir o tamanho da proteína que pode ser quase totalmente retida pela membrana. Então, pode-se definir como unidade de medida utilizada, o Dalton que é uma unidade de peso molecular que equivale a um doze avos da massa do átomo do carbono doze. Também, expresso na forma de massa molar em unidades de gramas por mol.

Em geral, material não iônico é retido e os íons atravessam a membrana de ultrafiltração. Em sistemas de lodos ativados, estas membranas podem promover uma grande remoção de vírus e remoção de substância polimérica extracelular.

Osmose reversa (OR)

A osmose reversa é um processo utilizado para remover solutos inferior peso molecular, tais como sais e pequenas moléculas orgânicas (como a glucose) de um solvente, tipicamente a água.

O nome osmose reversa advém do inverso do processo natural de osmose pela

pressão na solução mais concentrada em contato com a membrana. A osmose reversa separa solutos iônicos e macromoléculas de soluções aquosas (ex. sais). O poro da membrana varia de 10nm para valores menores.

O mecanismo de separação de espécies é baseado no tamanho, na forma, na carga iônica e nas interações destas com a membrana. Este mecanismo pode ser visualizado como uma separação termodinâmica controlada, a qual se segue um modelo de solução-difusão.

A fricção molecular entre o permeado e a membrana polimérica, durante a difusão, requer grandes pressões, na faixa de $2,9 \times 10^3$ a $9,8 \times 10^3$ KPa.

A membrana exerce uma barreira contra a energia eletrostática livre, impedindo o movimento de espécies iônicas. Deste modo, a mobilidade de espécies iônicas na membrana é muito menor do que de moléculas de água, sendo que o grau de separação depende da carga iônica, da concentração da solução, da composição iônica e do tamanho dos íons. Para as espécies orgânicas de solutos não iônicos, a separação é determinada pela sua afinidade com a membrana e, também, pelo seu peso molecular. A separação de espécies não iônicas pela membrana decorre da sua baixa mobilidade se comparada com a água.

As membranas de osmose reversa possuem em geral, menos de 1mm de espessura, alta densidade e aumento da porosidade da camada superior para as subcamadas. A principal aplicação da OR é em soluções aquosas contendo solutos inorgânicos.

e) Geometria

As membranas podem ser planas ou cilíndricas, podendo-se definir as membranas cilíndricas em tubulares (diâmetro interno maior que 3mm) ou de fibra oca (diâmetro interno menor que 3mm).

Configurações de Módulos

A unidade operacional que consiste de membranas, estruturas de suporte, canais de alimentação e de permeado é designada como módulo. Os módulos são projetados com os seguintes objetivos (APTEL & BUCKLEY, 1996):

- ✓ otimizar a circulação do líquido para evitar o depósito de partículas e limitar o fenômeno da polarização que tende a aumentar a energia necessária na

- operação, a velocidade de circulação e a perda de carga;
- ✓ produzir um módulo compacto, ou seja, a máxima área superficial por unidade de volume (maior densidade de empacotamento);
 - ✓ evitar a contaminação do concentrado com o permeado.

O projeto do módulo, também, determina outras características, tais como a demanda de energia e a facilidade de limpeza e de substituição das membranas. Os principais módulos utilizados são: com placas, em espiral, tubular e com fibra oca.

Módulos com Placas

O módulo destes sistemas foi derivado de sistemas de filtro-prensa utilizados para a desidratação de lodos em ETAs e ETEs. Camadas alternadas de membranas planas e placas de suporte são empilhadas na vertical ou horizontal (Figura 9). A densidade de empacotamento destas unidades varia de 100 a 400 $\text{m}^2.\text{m}^{-3}$, podendo ser considerada relativamente pequena.

Figura 9 – Esquematisação de módulo com placas de membranas.

Módulo em Espiral

O módulo de membranas em espiral consiste no conjunto de tubos de pressão de PVC ou aço inoxidável e de elementos ou cartuchos de membrana inseridos no interior do tubo (Figura 10). O elemento da membrana em espiral possui vários espaçadores entre as membranas para a alimentação. O líquido de alimentação percorre o elemento em direção paralela ao tubo coletor visando reduzir o depósito de partículas pelo aumento da turbulência. A superfície oposta das folhas de membrana possui um espaçador formado por um tecido fino poroso para permitir a coleta do permeado.

Figura 10 – módulo em espiral: (a) representação do módulo; (b) elemento de membrana em espiral.

Em um módulo podem ser inseridos de dois a sete elementos de membrana. O diâmetro de um elemento pode ser de até 300mm e seu comprimento de até 1,5m. São muito utilizados em sistemas que demandam pressões acima de 3atm, em geral, na nanofiltração e na osmose reversa.

Módulos em espirais possuem altas densidades de empacotamento, variando de 700 a 1.000 $\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$. Porém, podem ocorrer entupimentos no canal de alimentação caso a qualidade da água de alimentação possua turbidez relativamente elevada.

Módulo tubular

Um tubo revestido internamente com a membrana forma o módulo mais simples em relação aos outros módulos. O diâmetro interno destes tubos varia de 6 a 40mm.. Para formar um módulo, tubos individuais ou conjuntos de blocos com tubos são empacotados no interior de cilindros suporte. A densidade de empacotamento destes módulos é relativamente baixa.

Estes módulos, em geral, não necessitam de pré-tratamento para a água de alimentação e são de fácil limpeza. As velocidades de circulação no interior dos módulos podem ser acima de $6 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, causando uma grande turbulência e um grande consumo de energia.

Módulo com fibra oca

Os sistemas utilizados na microfiltração e na ultrafiltração constituídos por fibras ocas atravessam o módulo inteiro e são fixadas nas extremidades por meio de uma resina que serve para a vedação e para a separação dos compartimentos de água

de alimentação e permeado. Esses sistemas podem ser alimentados (1) pelo interior da fibra, sendo o permeado coletado no interior do cilindro ou (2) pelo interior do tubo, sendo o permeado recolhido nas extremidades do tubo após percolação pelo lúmen das fibras ocas (Figura 11).

Figura 11 – Módulo com membranas de fibra oca.

A densidade de empacotamento nos sistemas de microfiltração e ultrafiltração pode ser da ordem de $1.000 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$.

Os sistemas de membranas de fibra oca utilizados na osmose reversa são inseridos na forma de U no interior do tubo e o permeado é coletado nas extremidades do cilindro após percolação pelo lúmen das membranas.

A densidade de empacotamento nos sistemas de osmose reversa pode ser da ordem de $10.000 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$.

A velocidade de circulação em módulos de fibra oca é relativamente baixa, porém, mesmo nesta velocidade, as taxas de cisalhamento podem ser altas devido aos pequenos diâmetros dos canais de alimentação.

3.2.2.4 Variáveis do sistema de membranas

A escolha da bomba do sistema e os ajustes da válvula de controle (permite manter a pressão adequada no interior do módulo) são definidos por variáveis características do sistema, tais como a pressão transmembrana e o rendimento do sistema. A pressão transmembrana pode ser definida pela seguinte equação:

$$P_{TM} = \frac{P_A - P_S}{2} - P_P, \text{ sendo:} \quad (21)$$

P_{TM} – pressão transmembrana;

P_A – pressão de alimentação ou de entrada;

P_S – pressão de saída;

P_P – pressão do permeado (em geral é igual à pressão atmosférica)

O rendimento ou a produção do módulo ou do elemento de membrana do sistema é definido pela seguinte equação:

$$Y(\%) = \frac{J_P}{J_A} \times 100, \text{ sendo:} \quad (22)$$

Y – rendimento ou produção em porcentagem;

J_P – fluxo de permeado;

J_A – fluxo de alimentação.

Alguns rendimentos podem ser observados na Tabela 6.

Tabela 6 – Rendimentos típicos em porcentagem de cada tipo de módulo ou elemento de membrana (Y).

	Placas	Fibras ocas	Em espiral	Tubular
Microfiltração tangencial	1 – 5	5 – 15	–	0,5 – 5
Microfiltração frontal	–	95 – 100	–	–
Ultrafiltração tangencial	1 – 5	5 – 10	2 – 10	0,5 – 5
Ultrafiltração frontal	–	95 – 100	–	–

Fonte: SCHNEIDER & TSUTIYA (2001); APTEL & BUCKLEY (1996)

Admitindo-se que a membrana seja inerte em relação ao solvente e que não se deforme pela ação da pressão, o fluxo de permeado em sistemas que utilizam o gradiente de pressão como força motriz pode ser representado pela equação 23 .

$$J_p = L_p \times \Delta P \quad (23)$$

Onde,

J_p – fluxo de permeado ($L.m^{-2}.h^{-1}$);

L_p – permeabilidade para o solvente ($L.m^{-2}.h^{-1}.KPa$);

ΔP – Pressão Transmembrana (KPa).

Quando utilizamos um solvente puro, qualquer diminuição do fluxo do permeado ao longo do processo de filtração pode ser atribuída a alguma deformação mecânica da membrana (compactação) e/ou a interações físico-químicas.

Pode-se denominar como uma medida de resistência ao transporte a incógnita R_m , que é inversamente proporcional à permeabilidade (vide equação 24).

$$R_m = \frac{1}{\mu \times L_p} \quad (24)$$

Onde,

R_m – resistência da membrana;

μ - viscosidade do solvente (mPa.s)

Assim, pode-se definir a equação como representativa do fluxo do permeado de um solvente puro através de uma membrana.

$$J_p = \frac{1}{\mu \times R_m} \times \Delta P \quad (25)$$

Sistemas de separação por membranas tubulares podem apresentar aumento de temperatura ao longo do processo devido a transformação da energia cinética relativa ao atrito em energia térmica. Ou mesmo para análise de sistemas operando em temperaturas diferentes, fazem-se necessário realizar algumas correções na vazão e/ou taxas destes sistemas. Isto pode ser realizado pela equação 26.

$$J_s = J_m \times (1,03)^{(T_s - T_m)}, \text{ onde} \quad (26)$$

T_m – temperatura medida ($^{\circ}\text{C}$);

T_s – temperatura padrão (em geral 20°C).

Na operação de sistemas de separação por membranas, ocorre uma retenção de solução ou sólidos em suspensão na superfície da membrana ou da torta, podendo formar uma camada de polarização.

Com isso, aumenta-se a concentração na interface membrana/solução e, dependendo das substâncias que compõem esta camada próxima à superfície da membrana, se inicia um movimento retro-difusivo em direção da solução, estabelecendo-se rapidamente um perfil de concentração dos compostos na região próxima à interface membrana/solução. Isto pode ser definido como fenômeno de polarização de concentração (vide Figura 12).

Figura 12 – acumulação de material na superfície da membrana. Fonte: SCHNEIDER & TSUTIYA (2001)

Para processos reais, é necessário acrescentar fatores de resistência, associados aos diferentes mecanismos que levam à redução do fluxo através da membrana. Desta forma, para verificação da resistência pode-se aplicar o seguinte modelo (CHANG & LEE, 1998):

$$J = \frac{\Delta P_T}{\mu R_T} = \frac{\Delta P_T}{\mu(R_m + R_e + R_f)} \quad (27)$$

sendo:

J – fluxo (m.s^{-1})

ΔP_T – pressão transmembrana ($\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-2}$);

μ - viscosidade do permeado ($\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}$);

R_T – resistência total (m^{-1});

R_m – resistência da membrana (m^{-1});

R_c – resistência da camada gel (m^{-1});

R_f – resistência interna do *depósito* (*fouling*) (m^{-1});

A resistência em cada caso é calculada por dados do fluxo de permeado da membrana (R_m), do fluxo de contra lavagem (R_f) e do *depósito* da membrana (R_c+R_f).

3.2.2.5 Mecanismos de retenção de partículas, incrustações e controle

O *depósito* (*fouling*) é o fenômeno responsável pela diminuição do fluxo do permeado até um valor determinado (mesmo com a circulação tangencial), devido à formação de uma camada denominada crítica nas proximidades da parede da membrana. Isto decorre pela obstrução progressiva dos poros da membrana como resultado da penetração de solutos presentes em soluções macromoleculares ou em suspensão coloidal.

Este tipo de depósito ou incrustação é o principal problema operacional das unidades de microfiltração e de ultrafiltração. Algumas hipóteses formuladas sobre o processo de depósitos em membranas são:

- I. acúmulo de partículas sobre a membrana formando uma camada de polarização por concentração ou uma camada gel (conhecida como *depósito* reversível);
- II. obstrução dos poros ou adsorção de partículas na superfície externa ou no interior dos poros da membrana (*depósito* irreversível).

Quando ocorre a hipótese I é possível recuperar a capacidade inicial da membrana pela substituição da solução por água limpa ou redução da pressão. Para se reduzir

estes efeitos pode-se:

- aumentar a velocidade de circulação (aumento da turbulência e do número de Reynolds);
- diminuir a pressão transmembrana;
- elevar a temperatura para diminuir a viscosidade do líquido.

O bloqueio dos poros da membrana pode ser evitado pela limpeza periódica em contracorrente ou pela aplicação de produtos químicos, tais como soluções de ácido ou base.

Os principais aspectos do *depósito* são:

- mecânico: as partículas se depositam e cobrem os interstícios da membrana;
- físico-químico: formação de uma camada com estrutura mais complexa (por exemplo, formação de camada gel) por adsorção na superfície;
- químico: reação química com a membrana;
- biológico: atuação de microrganismos (formação de biofilme).

Outro problema operacional é a ocorrência no efluente tratado de partículas com tamanho inferior ao dos poros da membrana. Essas podem penetrar através deles e serem adsorvidas, ficando retidas nas paredes internas, diminuindo, conseqüentemente, o fluxo e alterando as características de retenção da membrana. As condições de operação são importantes para amenizar os efeitos de *depósito* e quanto ao aspecto econômico que está diretamente relacionado ao consumo de energia. O consumo de energia aumenta à medida que se eleva a pressão, a velocidade de recirculação e a temperatura.

Para altas pressões, a membrana e a camada gel são compactadas e ocorre uma alteração na seletividade do sistema, de tal modo que o *depósito* pode ser intensificado. Normalmente, a microfiltração e a ultrafiltração utilizam pressões de 0,5 a 3,0 kgf.cm⁻² e 2,0 a 10,0 kgf.cm⁻², respectivamente.

O fluxo do permeado aumenta com o aumento da velocidade de escoamento da solução junto à membrana, uma vez que reduz o perfil de concentração na zona de polarização e controla o crescimento da camada gel.

O aumento do fluxo do permeado também ocorre pelo aumento da temperatura, dentro dos limites suportáveis pela membrana e pelo produto. Isso acontece devido à redução da viscosidade da solução e pelo aumento da difusão, porém em função do tipo da membrana, altas temperaturas podem agravar sua compactação, alterar suas características físicas e suas propriedades seletivas.

Índices de depósito

A tendência da água de alimentação bloquear a membrana é uma das características mais importantes dos sistemas de membrana. Esta tendência pode ser determinada por modelos de resistência relacionados quantitativamente ao depósito da membrana e à qualidade da água.

Os principais índices de depósito utilizados são o *Silt Density Index* (SDI), o *Membrane Fouling Index* (MFI) e o *Mini Plugging Factor Index* (MPFI). Estes índices são determinados por um sistema de filtração pressurizado, no qual a água atravessa uma membrana de 0,45 µm com 47mm de diâmetro interno a uma pressão de 200 KPa.

O SDI é o índice de depósito mais utilizado para sistemas de nanofiltração e osmose reversa, sendo calculado em três intervalos de tempo. O primeiro (t_i) é determinado pelo tempo necessário para a coleta de 500mL de permeado. O segundo (t_f) pelo tempo necessário para a coleta dos últimos 500mL. O terceiro é o intervalo de tempo entre o fim da primeira coleta e o início da segunda coleta, podendo variar de 5, 10 ou 15 minutos. Em geral, utiliza-se 15 minutos, porém, se a taxa de filtração for relativamente baixa, podem-se utilizar intervalos de tempos menores.

A fórmula para o cálculo do SDI é dada pela equação:

$$SDI = 100 \times \left[\frac{\left(1 - \frac{t_i}{t_f} \right)}{T} \right], \text{ sendo} \quad (28)$$

SDI – Silt Density Index (min^{-1});

t_i – tempo de coleta inicial de 500mL (min);

t_f – tempo de coleta final de 500mL (min);

T – tempo total do teste (15min).

O MFI utiliza equipamentos idênticos ao SDI, porém, os procedimentos são diferentes. O volume filtrado é medido em intervalos de 30 segundos. A taxa é determinada pelo volume em função do tempo, sendo confeccionado um gráfico com o inverso da taxa de fluxo como função do volume filtrado.

O MPFI é similar ao MFI, apenas sendo utilizada a taxa de fluxo pelo tempo na confecção do gráfico, demonstrando a perda de produtividade ao longo do processo de filtração.

A determinação dos índices de depósito (*fouling*) é importante para projetos de sistemas de membranas, principalmente, em sistemas de nanofiltração e osmose reversa. Águas com índices excessivos podem causar depósito irreversível na membrana. Assim, são estabelecidos valores para cada um dos índices de depósito (Tabela 7).

Tabela 7 – Valores limites para índices de depósito em membranas de OR e NF.

Índice de <i>fouling</i>	Faixa	Aplicação
MFI (s.L ⁻²)	0 a 2	Osmose reversa
	0 a 10	Nanofiltração
MPFI (L.s ⁻²)	0 a 3	Osmose reversa
	0 a 1,5	Nanofiltração
SDI (min ⁻¹)	0 a 2	Osmose reversa
	0 a 3	Nanofiltração

Fonte: TAYLOR & JACOBS (1996).

3.2.3 Biorreatores com membrana (BRM)

Os Reatores biológicos com membrana são sistemas que combinam o processo de lodos ativados com uma unidade de membranas para tratar efluentes, principalmente, visando o reúso de água (CICEK *et al*, 1998).

Desde a década de 1970, a tecnologia de reatores biológicos associada a membranas tem sido utilizada para tratar águas residuárias nos Estados Unidos, Japão, África do Sul e Europa (URBAIN, 1996). Atualmente, a BRM é uma tecnologia muito utilizada para o reúso de águas residuárias municipais (CICEK *et al*, 1998). Em torno de 200 BRMs estão em operação, sendo que noventa por cento tratando águas residuárias municipais (XING *et al*, 2000).

Os sistemas BRM podem ter duas configurações principais (Figura 13):

- a. a membrana encontra-se fora do reator biológico.
- b. a membrana encontra-se no interior do reator biológico (o reator encontra-se pressurizado ou criam-se pressões negativas na parte do permeado da membrana);

Figura 13 – Configurações Esquemáticas de Reatores biológicos com Membrana. Fonte: FANE & CHANG (2002)

A primeira geração de BRMs foi constituída de sistemas com membranas alocadas externamente ao reator biológico com recirculação do concentrado. Em tais sistemas, o efluente do reator biológico é bombeado em altas velocidades tangencialmente às membranas.

Mais recentemente, o desenvolvimento de BRM é baseado em configurações nas quais as membranas encontram-se submersas no tanque de aeração, operando com fluxos baixos para reduzir problemas de perda de fluxo e permitir o uso de baixas pressões transmembrana. Isso possibilita uma maior utilização desta tecnologia, incluindo o tratamento de esgotos (JUDD, 2002).

Algumas vantagens que podem ser citadas pelo uso da tecnologia BRM são as seguintes (XING *et al*, 2000):

- aumento da concentração de biomassa no sistema biológico;
- diminuição do tamanho ocupado pelo sistema de tratamento biológico em relação ao sistema convencional de lodos ativados;
- possibilidade de tratamento de águas residuárias com maiores cargas orgânicas;
- retenção de microrganismos assegurando a ausência de bactérias e helmintos no permeado (STATES *et al*, 2000);
- independência do processo de “*bulking*” do reator devido à presença de bactérias filamentosas e de outros processos relativos à sedimentação (Brindle & Stephenson, 1996 apud HONG *et al*, 2002);
- grande capacidade de suportar choques de carga;
- grande potencial para reúso da água tratada em sistemas municipais e industriais.

van DIJK & RONCKEN (1997) apontam outras características do sistema BRM em relação aos sistemas de tratamento biológicos convencionais:

- a mineralização da matéria orgânica afluente é facilitada pela manutenção de alta concentração de biomassa e a retenção de compostos com alto peso molecular pelas membranas;
- a produção de calor devido a processos biológicos compostos por reações exotérmicas (tais como oxidação, nitrificação e desnitrificação) e a energia imposta na filtração que é convertida em calor (valores maiores que 80%). Esta produção de calor pode fazer a temperatura atingir valores entre 35 e 40 graus Celsius, os quais são, freqüentemente, a temperatura ótima para valores de crescimento e eficiência de remoção orgânica em processos biológicos. Em alguns casos, torna-se necessário à introdução de sistemas de resfriamento para prevenir altas temperaturas;
- a produção de lodo é muito menor do que em sistemas aeróbios convencionais devido às altas temperaturas e a baixa taxa alimento/microrganismos;

- o tempo de retenção de sólidos pode ser maior do que em sistemas convencionais de lodos ativados, sendo possível operar com grandes concentrações de biomassa;

As principais desvantagens que podem ser apresentadas para sistemas biológicos com membranas são:

- grande necessidade de uso de energia devido ao aumento do consumo de oxigênio pela biomassa ao realizar os processos de oxidação e principalmente, devido a maior impedância para transferência de oxigênio no meio pelo aumento de sólidos suspensos no reator aerado. Esta grande necessidade de inserção de oxigênio no sistema faz com que aumentem os custos relativos ao sistema de aeração;
- possibilidade de concentrações de biomassa acima de 35 g/L. Este aspecto pode provocar alguns problemas na membrana devido ao aumento da viscosidade, diminuição do fluxo e diminuição da transferência de oxigênio no interior do reator biológico.
- problemas relativos a formação de depósito nas membranas;
- aspectos dimensionais relativos a picos de vazão associados a taxa de produção de permeado das membranas, que podem encarecer o sistema;
- controle e manutenção do sistema deve ser realizada com sistema automatizado, bem como deverá ser acoplado um sistema de obtenção de dados para controle de depósitos e necessidade de limpeza das membranas.

3.2.3.1 Variáveis de controle

Existem vários fatores de projeto e operação que influenciam o desempenho dos reatores biológicos com membrana interna, tais como a quantidade e o tipo de aeração no reator biológico; a orientação, diâmetro e comprimento das membranas; a perda de carga nas membranas e a concentração de biomassa. Dentre esses, pode-se destacar (FANE & CHANG, 2002):

I. Taxa de aeração – o fluxo de ar no interior do reator biológico pode aumentar o fluxo de permeado significativamente. Esse efeito é maior para regiões próximas à membrana, com baixa turbulência e menor para regiões mais turbulentas. A aeração diminui a resistência ao fluxo na membrana (tanto reversível como irreversível).

II. Orientação das membranas – a eficiência de membranas de fibra oca depende do tamanho das fibras e da presença ou não de aeração no reator biológico. Para típicos BRMs, a orientação axial é melhor que a transversal. Na orientação transversal, existe a evidência de bolhas de ar que atravessam a membrana.

III. Diâmetro das fibras das membranas – no sistema tangencial, as fibras menores são melhores que as fibras mais largas, com ou sem aeração.

IV. fluxo crítico – O fluxo no qual se inicia a deposição de partículas na membrana é conhecido como fluxo crítico (J_{crit}), sendo sua determinação realizada mais convenientemente pelo histórico do fluxo e da pressão transmembrana, a qual começa a aumentar com o tempo, demonstrando que o fluxo crítico foi ultrapassado. Um aumento na taxa de aeração tende a aumentar o fluxo crítico. Em escala real, o conceito de fluxo crítico é menos claro por duas razões:

i. existe uma tendência do fluxo se distribuir ao longo do comprimento da membrana devido à diminuição da pressão interna, o que causa fluxos maiores que o fluxo crítico em alguns locais, mesmo que na média o fluxo permaneça menor.

ii. a biomassa do BRM é uma mistura complexa de espécies, sendo que cada qual possui interações específicas na superfície da membrana. Assim, o fluxo de permeado mede apenas o fluxo crítico de espécies dominantes. Conseqüentemente, é mais próximo da realidade considerar o “fluxo sustentável”, ou seja, o fluxo que permite períodos de operação sem a necessidade de limpeza.

FANE & CHANG (2002) desenvolveram um modelo para simular situações nas quais o fluxo da membrana é menor que o fluxo crítico. O modelo inclui a diminuição de pressão do lado do lúmen da membrana, o qual influencia a distribuição dos fluxos locais axiais. O modelo tem sido utilizado para otimizar o raio da membrana para um dado comprimento de fibra visando maximizar a produtividade do módulo. Um raio ótimo existe devido à grande perda de pressão em pequenos raios, bem como a baixa densidade de empacotamento e área superficial em grandes raios. A simulação sugere um raio interno ótimo da membrana na faixa de 0,2 a 0,35 mm para fibras com comprimentos entre 0,5 e 3,0 m.

Em sistemas de BRM, existem dois modelos de operação:

- i. pressão transmembrana constante – a deposição de partículas e a formação de depósito causa um fluxo declinante que é inicialmente rápido e, posteriormente, se torna mais gradual.
- ii. fluxo constante - a deposição de partículas e a formação de depósito causa um aumento na pressão transmembrana, a qual é inicialmente gradual e posteriormente aumenta a uma taxa rápida, antes da limpeza. Este tipo de operação é mais utilizado para BRMs porque garante um processo estável.

3.2.3.2 Pressão em sistemas de BRM

A pressão induzida nas membranas em sistemas de reator biológicos com membrana pode ser de dois tipos:

- i. pressão por bombeamento – podem ser utilizadas pressões transmembranas para sistemas com membranas submersas e para sistemas com membranas externas ao reator biológico.
- ii. pressão por sucção - FANE & CHANG (2002) adotam pressão transmembrana menores que 100 KPa. JUDD (2002) utiliza pressões variando entre 10 a 50 KPa, sendo a pressão de 30 KPa mais usual para sistemas com membranas submersas (CORNELISSEN *et al*, 2002).

O efeito no fluxo do permeado da pressão transmembrana na sucção possui uma relação inversamente proporcional, ou seja, uma maior diminuição da taxa de fluxo do permeado é acompanhada por um aumento da pressão transmembrana. Isto ocorre devido a dois fatores: 1) a espessura da membrana e 2) a compactação da torta (HONG *et al*, 2002).

YAMAMOTO *et al* (1989) observaram que a pressão transmembrana inicial foi mais importante do que as concentrações microbianas como parâmetro de controle da deposição de partículas sobre a membrana.

Assim, existe um fluxo crítico no qual fluxos de permeado iguais ou menores não provocam esta deposição (FIELD *et al*, 1995). Este fato é importante na operação de processos de BRMs para a determinação da pressão ótima.

3.2.3.3 Transferência de oxigênio para o reator biológico em sistemas de BRM

O aumento de concentração de lodo no sistema causa um sério impacto nas características de transferência de oxigênio para o licor misto no reator biológico. O coeficiente de transferência de oxigênio diminui muito quando os sólidos suspensos aumentam no reator. Para sistemas de lodos ativados convencionais, este coeficiente varia de 0,8 a 0,9.

Para um reator biológico de membrana, este valor diminui para 0,4 a 0,5, conforme pode ser observado na Figura 14, dependendo da concentração dos sólidos suspensos totais no tanque de aeração (CORNELISSEN *et al*, 2002).

Figura 14 - Variação do coeficiente de transferência de oxigênio relacionado a concentração de sólidos suspensos no licor misto. Fonte: CORNELISSEN *et al* (2002)

Devido às altas taxas de oxidação da matéria orgânica que ocorrem em um BRM, a taxa de consumo de oxigênio mantém-se próxima a 1Kg de O₂.m³.d⁻¹, a qual com a aeração convencional é difícil de ser obtida. Deste modo, pode-se utilizar reatores pressurizados, oxigênio puro e/ou sistemas de aeração por ar difuso (van DIJK & RONCKEN, 1997).

3.2.3.4 Tipos de membranas utilizadas em sistemas de BRM

O papel principal da membrana em um reator biológico de membrana é reter os sólidos suspensos. Porém, a remoção de outros compostos é passível de ocorrer, dependendo da membrana utilizada (FANE & CHANG, 2002). As principais membranas utilizadas em sistemas BRM são de microfiltração e ultrafiltração. Certas propriedades físicas e químicas das membranas favorecem suas utilizações em BRMs (FANE & CHANG, 2002):

- hidrofílica: polímeros hidrofílicos são menos propensos ao depósito de partículas por biosólidos e solutos. Esse fato favorece os materiais celulósicos, mas não exclui materiais hidrofóbicos.

- resistência: a membrana deve ser resistente a limpeza por agentes químicos e capaz de suportar estresses cíclicos.
- Materiais mais utilizados: em geral incluem poliolefinas, polisulfonas e fluoretos de polivinilideno.

A Tabela 8 apresenta, resumidamente, as características para vários arranjos de módulos utilizados externamente a um reator biológico e os requisitos para módulos submersos. Os sistemas de BRMs, com filtração ocorrendo diretamente na membrana inserida no reator biológico, demandam módulos que retenham os sólidos suspensos, tenham uma demanda relativa baixa de energia e possam acomodar razoavelmente grandes densidades de empacotamento de membranas.

Tabela 8 - Características principais dos módulos.

Características	Placas planas	Espiral	Tubular	Fibras ocas	Submersas
Densidade do empacotamento	moderado	grande	baixo	Alto	Moderado a Baixo
Energia	Baixo-moderado (fluxo laminar)	moderado	alta (turbulento)	baixa (laminar)	baixo (aeração)
Sólidos retidos	moderado	baixa	bom	moderado/baixo	moderado/bom (aeração)
Limpeza	moderada	pode ser difícil	possibilita uma boa limpeza física	possibilita retorno de fluxo	possibilita o retorno de fluxo
Substituição	Cartucho	elemento	tubos ou elementos	Elemento	elemento/pacote

Fonte: FANE & CHANG (2002)

3.2.3.5 Depósito em membranas associadas a Reatores biológicos

A principal limitação do processo de reatores biológicos com membranas se encontra no depósito da membrana que é associada, geralmente, a deposição e a formação de uma película na superfície da membrana, limitando o fluxo de permeado. Consequentemente, são necessários vários ciclos de limpeza e troca de membranas, os quais aumentam os custos de operação.

Uma diminuição no fluxo do permeado nas membranas pode ser provocado por dois tipos diferentes de processos: 1) declínio rápido de fluxo a curto prazo devido ao bloqueio do poro e da formação da torta e 2) declínio de fluxo gradual a longo prazo,

devido à compactação da torta e do depósito irreversível.

Em geral, o aumento da concentração de sólidos suspensos no reator causa um aumento no processo de depósito na membrana. Porém, em alguns estudos observou-se que o depósito ocorreu independente da concentração de sólidos suspensos no reator até que um valor muito alto fosse alcançado.

Corroboram para este fato, as pesquisas realizadas por MANEM & SANDERSON (1996), na qual ocorreram pouco declínio no fluxo de permeado com o reator operando com concentrações de biomassa entre 5.000 a 12.000 mg.L⁻¹; e HONG *et al* (2002), na qual nenhum declínio no fluxo de permeado foi observado quando a concentração de biomassa no reator permaneceu na faixa de 3.600 a 8.400 mg.L⁻¹.

Foram observados valores críticos de concentração de sólidos no sistema para o fluxo na membrana para concentração de 40.000 mg.L⁻¹ (MANEM & SANDERSON, 1996) e a faixa de 30.000 a 40.000 mg.L⁻¹ (YAMAMOTO *et al*, 1989).

HONG *et al* (2002) observaram concentrações de variações significativas da eficiência da membrana devido às propriedades biológicas que afetam a formação da torta, tais como a grande influência da DQO solúvel e da viscosidade no grau de depósito em processo de BRM com membrana de UF.

Métodos de controle de depósito em sistemas de BRM

Vários métodos têm sido adotados para controlar o depósito em Reatores biológicos com Membranas. A maioria consiste no aumento da turbulência na interface entre a membrana e a solução, diminuindo a espessura da camada de polarização de concentração. Normalmente, utilizam-se as próprias bolhas de ar geradas para alimentação do reator biológico para provocar essa turbulência.

HONG *et al* (2002) observaram que existe uma taxa crítica de aeração na qual o aumento da taxa de aeração não aumenta o fluxo de permeado. Isto ocorre devido à resistência do fluido que interfere com a elevação das bolhas de ar.

CHANG & JUDD (2002) realizaram experimentos variando a forma de entrada de ar e a quantidade de ar junto às membranas. Sendo que um aumento da aeração no sistema provocou um aumento no fluxo da ordem de 43% (de 23 para 33 L.m⁻² h⁻¹).

Experimentos com membranas submersas de fibras ocas indicam que o depósito depende da média de fluxo relativa ao fluxo crítico, o qual depende da taxa de aeração, da concentração do líquido e da distribuição do fluxo axial. Quando o fluxo

imposto é menor que o fluxo crítico, uma estabilidade no processo pode ser esperada, ou seja, a pressão transmembrana de sucção pode ser mantida como um valor constante após um aumento inicial. O movimento das membranas induzidas pelo fluxo de ar parece ser o melhor mecanismo para controle da deposição e do depósito. Porém, existem limites práticos devido ao risco de quebra das membranas se o movimento for excessivo (FANE & CHANG, 2002).

3.2.3.6 Eficiência de Remoção de Contaminantes em Sistemas de Reatores biológicos com Membrana

XING *et al* (2000) observaram que a remoção dos compostos orgânicos em termos de DQO ocorre, principalmente, no reator biológico, sendo que a membrana possui como uma de suas principais funções, confinar a biomassa no interior do reator biológico.

Alguns estudos com dados de eficiência de remoção podem ser relatados. MESSALEM *et al* (2001) avaliaram um sistema de tratamento de efluentes municipais, visando o aproveitamento do efluente para irrigação agrícola, com um reator biológico (lodos ativados) em batelada seguido de microfiltração – vide Tabela 9.

Tabela 9 – Eficiência de processos de reatores biológicos seguidos de tratamentos por membranas de microfiltração.

Variáveis	Efluente municipal	Efluente do reator biológico	Efluente da microfiltração
pH	8,1±0,2*	8,0±0,2	7,8±0,2
Condutividade (mS.cm ⁻¹)	1,7±0,1	1,5±0,1	1,5±0,1
Sólidos Dissolvidos Totais (mg.L ⁻¹)	1158	1022	970
Sólidos Suspensos Totais (mg.L ⁻¹)	318±78	17,5±9,8	0
Turbidez (UT)	>100	7,2±3,5	0,1±0,03
Alcalinidade (mg.L ⁻¹ de CaCO ₃)	352±50	215±14	212±20
DBO _{total} (mg.L ⁻¹)	245±13	13,6±7,7	3,7±1,5
DBO _{filtrada} (mg.L ⁻¹)	94±2,9	3,6±1,2	3,7±1,5
DQO _{total} (mg.L ⁻¹)	800±154	77,51±6,5	38±6,1
DQO _{filtrada} (mg.L ⁻¹)	312±22	44,2±10,1	38±6,1
COD (mg.L ⁻¹)	28,4±8,1	12,6±1,7	12,1±1,9
NH ₃ (mgN.L ⁻¹)	40,3±18,2	3,7±4,9	3,7±5,0
N ₀₃ (mgN.L ⁻¹)	<1	41,8±10,9	41,4±11,3
N ₀₂ (mgN.L ⁻¹)	<1	3,2±2,9	3,5±3,2
P ₀₄ (mgP.L ⁻¹)	44,8±23,9	34,6±18,8	6,8±17,1
Coliformes Fecais (cfu.100mL ⁻¹)	5,4 x 10 ⁶	2,4 x 10 ⁵	22
Coliformes totais (cfu.100mL ⁻¹)	25 x 10 ⁶	8,0 x 10 ⁵	60

Fonte: MESSALEM *et al* (2001)

* desvio padrão

A *Vivendi Water Group*, utilizando membrana de MF da Zenon e BRM denominado BIOSEP, obteve as seguintes eficiências de remoção apresentadas na Tabela 10 (TAZI-PAIN *et al*, 2002).

Tabela 10 – Eficiência da remoção do BRM BIOSEP.

Variáveis	aflluente	efluente tratado	Remoção (%)
DQO (mg.L ⁻¹)	460	15	97
DBO ₅ (mg.L ⁻¹)	200	< 5	> 97,5
Turbidez (UNT)	137	0,25	99,8
NKT (mg.L ⁻¹)	38	0,4	98,6
Coliformes fecais (ufc.100mL ⁻¹)	18 x 10 ⁶	< 10	> 6,2 log

Fonte: TAZI-PAIN *et al* (2002)

XING *et al* (2000) trataram águas residuárias com um reator de lodos ativados seguido de uma membrana cerâmica tubular de ultrafiltração com área superficial de

0,04m² e poro com diâmetro de 0,02 µm, obtendo os resultados apresentados na Tabela 11.

Tabela 11 – Característica do efluente de tratamento biológico seguido de ultrafiltração

Variáveis	UFMBR
Cor real (uC)	<2,5
Turbidez (UNT)	<2
Sólidos suspensos totais (mg.L ⁻¹)	0
pH	8,2
DQO (mg.L ⁻¹)	<12*
Cloretos (mg Cl ⁻ .L ⁻¹)	45,4
Fluoretos (mg F ⁻ .L ⁻¹)	0,3
NH ₃ (mg N.L ⁻¹)	0,2 a 1,3
Nitrato (mg N.L ⁻¹)	19
Nitrito (mg N.L ⁻¹)	0,1
Dureza (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	325
Fenóis (mg.L ⁻¹)	<0,002
Cianetos (mg CN ⁻ .L ⁻¹)	<0,002
Sulfato (mg SO ₄ ²⁻ .L ⁻¹)	23
Arsênio (mg.L ⁻¹)	<0,001
Mercúrio (mg.L ⁻¹)	<0,2
Cromo (mg Cr ^{6±} .L ⁻¹)	<0,004
Manganês (mg.L ⁻¹)	<0,05
Chumbo (mg.L ⁻¹)	<0,01
Ferro (mg.L ⁻¹)	<0,05
Coliformes totais (ufc.100mL ⁻¹)	Ausente

Fonte: XING *et al* (2000)

* em 94% dos dados obtidos

XING *et al* (2000) em estudo com BRM tratando águas residuárias municipais obtiveram as seguintes eficiências: 97 % na remoção de DQO, 100% na remoção de sólidos suspensos e 96,2% na remoção de NH₃ -N.

CHANG & JUDD (2002) observaram, em seus estudos com BRM, que, para todos os períodos de operação, a remoção de DQO foi maior que 93% (variando de 4 a 20 mg.L⁻¹ a concentração no permeado) com uma alimentação variando de 200 a 3000 mg.L⁻¹ a concentração afluenta de DQO, da qual aproximadamente 22% era solúvel.

CICEK *et al* (1998) tratando esgoto sintético com BRM, obtiveram as seguintes taxas: 0,141 Kg DQO.Kg⁻¹SSV.d⁻¹ e 0,021 Kg NTK.Kg⁻¹ SSV.d⁻¹. Já XING *et al* (2000) obtiveram as seguintes taxas médias: 2,1 Kg DQO.m⁻³.d⁻¹ para a taxa volumétrica e 0,54 Kg DQO.Kg⁻¹ SSV.d⁻¹ para a taxa de produção de lodo.

3.2.3.7 confiabilidade do processo

A confiabilidade do tratamento de sistemas BRM pode ser definida como a possibilidade de variação das características físico-químicas e biológicas da água tratada. CHANG & JUDD (2002) observaram que variações substanciais no afluente de cargas de DQO tinham pouco efeito nas taxas de remoção de material orgânico. Pode-se verificar em diversos estudos (CICEK *et al*, 1998; XING *et al*, 2000) que mesmo com a variação da qualidade do afluente, a água tratada manteve-se próxima de um padrão característico de cada sistema de membranas correspondente.

4 – MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Aspectos gerais

O presente trabalho foi desenvolvido nos seguintes locais:

- no Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola Politécnica de São Paulo (PHD), localizado no prédio da Engenharia Civil da Escola Politécnica, em conjunto com o Centro Internacional de Reúso de Água (CIRRA); onde foi elaborado o projeto de estudo e a análise dos dados.
- no Centro Tecnológico de Hidráulica (SETOR EXPERIMENTAL DE SANEAMENTO DA ESCOLA POLITÉCNICA), onde foram montados os experimentos pilotos de lodos ativados, UASB e sistemas separadores por membranas.
- no Laboratório de Saneamento da Escola Politécnica e no Instituto de Química da USP, onde foram realizadas as análises laboratoriais.

Os estudos realizados foram focados na utilização de sistemas de membranas associados a tratamentos biológicos visando prover dados para viabilizar tecnicamente o reúso de águas residuárias municipais.

Estes estudos foram realizados em Estação de Tratamento de Efluentes (ETE) pilotos no CTH, que recebe esgotos originados do Conjunto Residencial da USP e do refeitório universitário (Figura 15).

Figura 15 – Locação dos esgotos e sistemas de tratamento na USP

O esquema geral da composição do sistema de tratamento é representado na Figura 16. Os sistemas apresentados são sistemas de tratamento pilotos em processo contínuo. Foram realizados tratamentos complementares aos sistemas apresentados, sendo para o: - Sistema 1: uso de teste do jarro com adição de coagulantes e polímero catiônico para estudo de tratamento físico-químico após Lodos ativados ; - Sistema 3: adição de coagulantes e polímero catiônico e ensaio em batelada com permeado em sistema de separação por membrana de osmose reversa.

Figura 16 – Esquema geral das etapas de coleta e transporte de efluentes e do sistema de tratamento estudado. (1 – Sistema de lodos ativados 2 – Sistema biológico aeróbio com sistema de membrana externo 3 – Sistema de tratamento com UASB seguido de tratamento aeróbio com sistema de membranas interno).

*CP – Caixa de Passagem; OR – Osmose Reversa

Foram realizadas análises e medições nos sistemas de tratamento pilotos visando:

- caracterizar o esgoto gerado no CRUSP por amostragem simples na entrada do sistema ao longo do tempo;
- caracterizar as condições de operação dos sistemas de tratamento pilotos por análise de variáveis de controle relacionadas a cada sistema;
- analisar as eficiências de remoção de variáveis nos sistemas de tratamento pilotos.

4.2 - Sistemas de Tratamento

O sistema de tratamento é descrito a seguir:

4.2.1 – Elevatória do CRUSP

O sistema de elevatória do CRUSP recebe esgotos provenientes do Conjunto Residencial da USP, bem como do restaurante universitário. O restaurante universitário possui duas caixas de gordura a montante da rede principal para evitar problemas de incrustação na tubulação. A rede coletora principal possui como traçado a passarela central do CRUSP.

O esgotamento sanitário é efetivado por um canal principal que percorre o corredor central do CRUSP. Foram realizados estudos com azul de metileno em pontos de desvio e/ou entroncamento visando verificar o traçado da rede.

O sistema era esgotado uma vez a cada seis meses por caminhão de limpeza da SABESP – companhia de saneamento do estado de São Paulo – para evitar entupimentos no sistema de tubulação de recalque e na bomba submersa.

Os principais equipamentos dispostos no sistema da elevatória são:

- Bomba submersa da FLYGHT;
- Painel elétrico de acionamento;
- Chave bóia;
- Válvulas de retenção e de Fechamento.

4.2.2 – Sistema de Tratamento Preliminar

O sistema de tratamento preliminar é composto por grade mecanizada seguida de canal (Figura 17) com finalidade de remoção de partículas de “areia” (caixa de areia) e calha parshall.

Foram realizadas medições para determinação da vazão afluyente ao pré-tratamento composto por gradeamento e caixa de areia. A vazão total média foi obtida por método volumétrico (balde) e medição de tempo (cronômetro). A vazão total foi obtida pela somatória da vazão de extravasamento da caixa de passagem, vazão afluyente do UASB e vazão afluyente dos sistemas aeróbios.

Foram realizadas medições de tempo de ciclo do sistema de bombeamento da elevatória visando verificar se o funcionamento da bomba estava adequado. Foram realizadas medições em horários no qual o sistema tende a ligar e desligar mais vezes a bomba submersa da elevatória.

Figura 17 – Tratamento preliminar composto por grade mecanizada e caixa de areia (1 - Grade mecanizada; 2 – Caixa de areia tipo canal; 3 – Recipiente para recebimento de sólidos).

Após tratamento preliminar o esgoto é transportado por gravidade para uma caixa de passagem e posteriormente bombeado para os sistemas de tratamento pilotos. São utilizadas duas bombas da Netzsch tipo “NEMO” acionadas por chaves-bóia (vide Figura 18).

Figura 18 – Vista lateral e superior do Tratamento Preliminar. Detalhe da bomba tipo “NEMO” em destaque no canto inferior direito.

A caixa de passagem possui tubulação destinada ao extravasamento do esgoto excedente (vide Figura 18 – imagem a esquerda) associada com a tubulação de drenagem, a qual pode ser controlada manualmente por registro de gaveta.

Para evitar entupimento e carreamento de sólidos sedimentáveis para os sistemas de tratamento eram realizadas limpezas periódicas na caixa de areia e na caixa de passagem.

O ponto de coleta para amostragem era a jusante do tanque de equalização do sistema 1 na Figura 16.

Foram analisadas as variáveis da Tabela 12 em dois períodos: 08/03/04 a 29/09/04 e 15/08/05 a 18/11/05.

Tabela 12 – Frequência de coleta e análise ou medição de variáveis.

Variável	Frequência de análise
SST (mg.L ⁻¹)	duas vezes por semana
SSV (mg.L ⁻¹)	duas vezes por semana
pH	duas vezes por semana
Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	duas vezes por semana
DBO (mg.L ⁻¹)	duas vezes por semana
DQO (mg.L ⁻¹)	duas vezes por semana
P Total (mg.L ⁻¹)	variável
NH ₃ (mg.L ⁻¹)	variável
NKT (mg.L ⁻¹)	variável
Nitrato (mg.L ⁻¹)	variável

* as amostragens com análises variáveis devem-se a quebras de equipamentos e/ou menor importância para análise dos resultados e controle operacional.

4.2.3 - Reator anaeróbio de Fluxo Ascendente com manta de lodo/UASB

O reator UASB (Figura 19) possui uma altura de 6,0 metros com formato cilíndrico e diâmetro de 2,5 metros. A altura útil do reator é de aproximadamente 5,0 metros, resultando em um volume útil de 24,54 metros cúbicos. Foram realizadas medições volumétricas com cronômetro e balde na saída do reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo.

Figura 19 – Imagem do reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) com detalhe do coletor de gases e decantador e esquema sem escala (desenho à direita) locado no CTH.

O Reator UASB possui tubulação de entrada para o esgoto bruto no centro inferior do mesmo. O esgoto é conduzido por gravidade devido a instalação de caixa de passagem após bombeamento do esgoto bruto.

Foram realizados descartes de lodo periódicos visando a manutenção de condições operacionais adequadas para evitar o arraste de sólidos na saída do reator UASB. Também foram realizadas limpezas, na parte superior do reator, com retirada de espuma por balde e corda e jato de água.

O ponto de coleta de amostras do esgoto bruto era acima da caixa de passagem e as amostras eram simples, realizadas ao longo do tempo. O ponto de coleta do esgoto tratado pelo reator UASB era a jusante do tanque de equalização do sistema 3 da Figura 16.

O monitoramento do sistema foi realizado conforme Tabela 13.

Tabela 13 – Frequência de coleta e análise ou medição de variáveis.

Variável	Frequência de análise e/ou medição
SST (mg.L^{-1})	duas vezes por semana
SSV (mg.L^{-1})	duas vezes por semana
pH	duas vezes por semana
Alcalinidade ($\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$)	duas vezes por semana
DQO (mg.L^{-1})	duas vezes por semana
NH_3 (mg.L^{-1})	duas vezes por semana
NKT (mg.L^{-1})	duas vezes por semana

* as amostragens com análises variáveis devem-se a quebras de equipamentos e/ou menor importância para análise dos resultados e controle operacional.

Estratégias utilizadas para monitoramento e controle do sistema

Os procedimentos adotados para operação e monitoramento do sistema foram:

- o sistema de tratamento de esgoto por UASB foi operado sem a necessidade de partida inicial, já que o mesmo estava em operação no início da execução do projeto;
- o descarte de lodo ocorria periodicamente ou sempre que o sistema apresentava perda de sólidos suspensos totais de maneira acentuada, ou seja, utilizou-se a variável concentração de sólidos suspensos totais e fixos para controle de descarte. O descarte era realizado em cota inferior do reator visando renovar a biomassa, geralmente, o volume de descarte era próximo de 1/3 do volume total;
- a variável sólidos suspensos totais foi utilizada para controle de descarte e eficiência do sistema;

- a variável sólidos suspensos voláteis foi utilizada para controle da eficiência de tratamento relativa a conversão de carbono orgânico presente no esgoto para gás carbônico, metano e metabolismo celular;
- a variável pH foi utilizada como controle para permitir ao sistema biológico um ambiente adequado para permitir o crescimento bacteriano e as reações bioquímicas;
- a variável alcalinidade foi utilizada para manutenção de um pH adequado e verificação de operação do sistema;
- a variável DQO foi utilizada para verificação da eficiência do sistema de tratamento;
- as variáveis NH_3 e NKT foram utilizadas para verificação da eficiência do sistema de tratamento relativa a transformação bioquímica de nitrogênio orgânico para nitrogênio amoniacal.

4.2.4 – Sistema de Lodos Ativados

O sistema de tratamento por Lodos Ativados é precedido por decantador primário e tanque de equalização de vazão, ambos de fibrocimento com capacidade de mil litros e volume útil de aproximadamente oitocentos litros (vide Figura 20).

Figura 20 – Sistema de tratamento de lodos ativados com esquematização. DP – Decantador Primário; TEq – Tanque de Equalização; Dec – decantador Secundário.

O Lodo Primário foi descartado periodicamente por válvula manual através de tubulação de PVC com 40 mm de diâmetro.

O tanque de equalização recebe o esgoto decantado e serve como caixa de equalização e distribuição de vazão para o sistema de tratamento biológico. O esgoto decantado entra lateralmente nesse tanque, e o excesso de esgoto e a espuma extravasam, por tubo de 63 mm na parte superior da parede frontal, diretamente para a rede de esgoto sanitário.

As bombas utilizadas foram da Netzsch do Brasil do tipo “NEMO” modelo 2NE15A com capacidade máxima de vazão de 300L.h^{-1} controladas por sistema de inversores de frequência.

O sistema de lodos ativados utilizado é composto por um tanque de aeração com capacidade volumétrica útil máxima de 850 L (1,0x1,0x1,0 metros) e por decantador secundário com capacidade volumétrica máxima de aproximadamente 1.500 L.

O sistema de aeração é composto por compressor da marca Schulz com as seguintes características:

- Modelo MSV 40MAX/350;
- Deslocamento teórico de ar – 1132L/min;
- Pressão de operação máxima – 12.000 KPa;
- Motor de 10 HP;
- Tanque com volume de 353L.

O sistema de distribuição de ar no reator biológico foi realizado com quatro difusores tipo domo de bolha fina locados no fundo do reator. A montante deste sistema foi instalado um rotâmetro da Dwyer Instrumentos, Modelo Rate Máster RMB-57-SSV. Este sistema permitiu o controle da vazão de ar visando à manutenção de no mínimo $2,0 \text{ mg.L}^{-1}$ de concentração de oxigênio no meio líquido.

O ponto de coleta de amostras do esgoto bruto era realizado no Sistema 1 e figura 16, a jusante do tanque de equalização, com coleta na tubulação de entrada de esgoto no reator aerado

O monitoramento do sistema foi realizado conforme Tabela 14.

Tabela 14 – Freqüência de coleta e análise ou medição de variáveis.

Variável	Freqüência de análise e/ou medição
SST (mg.L^{-1})	duas vezes por semana
SSV (mg.L^{-1})	duas vezes por semana
pH	duas vezes por semana
Alcalinidade ($\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$)	duas vezes por semana
DBO (mg.L^{-1})	duas vezes por semana
DQO (mg.L^{-1})	duas vezes por semana
NH_3 (mg.L^{-1})	duas vezes por semana
NKT (mg.L^{-1})	duas vezes por semana

Estratégias utilizadas para monitoramento e controle do sistema

Os procedimentos adotados para operação e monitoramento do sistema são descritas:

- partida realizada com lodo de sistema de lodos ativados da estação de tratamento de esgotos de Juquitiba, sendo coletado 200 litros de lodo decantado.
- medição de oxigênio dissolvido visando garantir uma vazão mínima de oxigênio que garantisse uma concentração mínima de $2,0 \text{ mg.L}^{-1}$ no tanque de aeração. Este fato, permite o crescimento bacteriano e a adequada degradação da matéria carbonácea.
- a variável sólidos suspensos totais foi utilizada para controle de acúmulo de sólidos e eficiência do sistema;
- a variável sólidos suspensos voláteis foi utilizada para controle da eficiência de tratamento relativa a conversão de carbono orgânico presente no esgoto para gás carbônico e metabolismo celular. Também é variável de controle do processo, podendo ser associada a biomassa ativa no sistema;
- a variável pH foi utilizada como controle para permitir ao sistema biológico um ambiente adequado para permitir o crescimento bacteriano e as reações bioquímicas;
- a variável alcalinidade foi utilizada para manutenção de um pH adequado e verificação de operação do sistema no que tange a nitrificação;
- as variáveis DBO e DQO foram utilizadas para verificação da eficiência do sistema de tratamento e das condições operacionais relativas ao sistema de lodos ativados (A/M);
- as variáveis NH_3 e NKT foram utilizadas para verificação da eficiência do sistema de tratamento relativa a transformação bioquímica de nitrogênio orgânico e amoniacal para nitrato.

4.2.5 – Sistema de separação por membrana tubular

As membranas utilizadas para substituição do decantador secundário no sistema de tratamento por lodos ativados foram da marca Koch tipo tubulares com especificação 10-HFM-300-UEP.

O modelo de configuração do módulo foi o ULTRA-COR 7 PLUS com as seguintes dimensões externas: comprimento de aproximadamente 2,87 metros e largura de aproximadamente 43,2 mm.. O material de confecção do módulo foi o PVC (vide Figura 21).

Figura 21 – Sistema de filtração por membranas (imagem superior) e detalhes da entrada do sistema (imagem inferior à esquerda) e do painel de acionamento em conjunto com manômetros e medidor de vazão (imagem inferior à direita). Esquema do sistema de filtração.

TL- Tanque de Limpeza; TP – Tanque de Permeado; TA – Tanque de Aeração

Cada módulo possui sete membranas com diâmetro de 12,7 mm. cada (vide Figura 22). O material de confecção das membranas foi o polifluoreto de vilinideno. A área total superficial de membranas de cada módulo é de 0,7 metros quadrados.

Figura 22 – Corte do módulo com as membranas tubulares e esquema de funcionamento de uma membrana tubular.

Outras especificações estão discretizadas a seguir:

- Tamanho médio dos poros – 0,045 μ m;
- Temperatura máxima de operação – 49 °C;
- Faixa de pH na temperatura de 49 °C em operação – 2,00 a 10,00
- Máxima pressão de entrada – 480 KPa;
- Mínima pressão de saída – 70 KPa;

Também foram utilizados no sistema de membranas:

- uma bomba da marca Grundfos tipo CH8-30 A-A-CVBE, modelo B 4N503215 P2 0149;
- dois manômetros de até 980 KPa;
- um medidor de vazão do tipo rotâmetro para até 120L.h-1 em polisulfona.

O tipo de limpeza realizado nas membranas foi químico com solução de hidróxido de sódio em pH próximo de 12. Utilizou-se NaOH na forma de pérola. A solução alcalina foi preparada no tanque de limpeza (TL), que possui capacidade volumétrica de

aproximadamente 100 litros e volume útil de 80 litros. Utilizou-se água proveniente da SABESP para preparo da solução de limpeza.

A frequência de limpeza das membranas foi de 2 a 3 dias com o sistema em operação contínua. Para a execução da limpeza das membranas procedeu-se da seguinte forma:

- i. Preparo da solução no tanque de limpeza;
- ii. Desligamento da bomba centrífuga;
- iii. Fechamento da válvula de entrada (Figura 21 – item 6);
- iv. Abertura da válvula de saída do tanque de limpeza (Figura 21 – item 1);
- v. Fechamento da válvula de retorno do concentrado para o tanque biológico (Figura 21 – item 8);
- vi. Abertura de válvula de retorno do concentrado para o tanque de limpeza (Figura 21 – item 7);
- vii. Fechamento das válvulas de entrada dos módulos da membrana (Figura 21 – itens 2 e 3)
- viii. Acionamento da bomba e controle da abertura das válvulas de entrada dos módulos da membrana;
- ix. Duração da limpeza com a solução de pH 12 de aproximadamente uma hora;

Após a limpeza química, os líquidos dos tanques de limpeza e de permeado foram descartados. O processo de limpeza das membranas foi complementado com passagem de água tratada da SABESP nas membranas durante 30 minutos.

Foi instalado um transmissor de pressão diferencial da Gulton com visor eletrônico para facilitar as medições e ajustes de pressão na entrada e saída dos módulos das membranas.

As amostras de permeado eram coletadas na entrada do tanque de permeado, sendo amostras simples.

O monitoramento do sistema foi realizado conforme Tabela 15.

Tabela 15 – Frequência de coleta e análise ou medição de variáveis.

Variável	Frequência de análise e/ou medição
Vazão de permeado e concentrado (L.h ⁻¹)	diária
Pressão de entrada e saída (KPa)	diária
Condutividade (uS.cm ⁻¹)	duas vezes por semana
SST (mg.L ⁻¹)	duas vezes por semana
pH	duas vezes por semana
Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	duas vezes por semana
Turbidez (UNT)	duas vezes por semana
Cor (mgPtCo.L ⁻¹)	duas vezes por semana
DQO (mg.L ⁻¹)	duas vezes por semana
NH ₃ (mg.L ⁻¹)	duas vezes por semana
Nitrato (mg.L ⁻¹)	duas vezes por semana

As variáveis e controle relacionados ao reator biológico aerado foram descritas anteriormente.

Estratégias utilizadas para monitoramento e controle do sistema

Os procedimentos adotados para operação e monitoramento do sistema são descritas:

- a variável vazão de permeado e de concentrado foram utilizadas para avaliar a produção de permeado no sistema e determinar os períodos de limpeza química da membrana;
- a diferença de pressão foi utilizada para controle do sistema visando otimizar a produção de permeado e determinar os períodos de limpeza química da membrana;
- a variável condutividade foi utilizada para análise da eficiência do sistema e controle indireto de sais, relacionada com a qualidade de água para reúso;
- a variável sólidos suspensos totais foi utilizada para controle de acúmulo de sólidos e eficiência do sistema;
- a variável pH foi utilizada para análise qualitativa quanto ao reúso de água;

- a variável alcalinidade foi utilizada para manutenção de um pH adequado para água de reúso;
- a variável turbidez foi utilizada para verificação da eficiência do sistema e análise qualitativa da água de reúso;
- a variável cor foi utilizada para verificação da eficiência do sistema e análise qualitativa da água de reúso;
- a variável DQO foi utilizada para verificação da eficiência do sistema;
- as variáveis NH_3 e NKT foram utilizadas para verificação da eficiência do sistema de tratamento relativa a transformação bioquímica das formas nitrogenadas para nitrato.

4.2.6 – Sistema de separação por membrana em espiral submersa

O módulo de membrana submersa utilizado para o reator biológico com membrana (MBR) foi do fabricante TRISEP modelo SPIRASEP-900 (Figura 23) com peso molecular de corte equivalente a 150.000 D. A faixa de separação de membranas de ultrafiltração corresponde a aproximadamente 1.000 a 100.000 D. Esta membrana pode ser definida em sua operação na interface de um sistema de microfiltração e ultrafiltração.

Figura 23 – Módulo de membrana SPIRASEP – 900 disposto em tanque com suporte adaptado (imagem à esquerda) e detalhe da conexão superior (imagem à direita).

Para a inserção do módulo no tanque foi confeccionado suporte metálico com anel central fixado em três pontos na borda lateral visando oferecer sustentação adequada ao mesmo.

A membrana é do tipo enrolada em forma espiral confeccionada com polietersulfona. Outras especificações são apresentadas a seguir:

- Faixa de pressão de sucção recomendada na operação – 7 a 70KPa;
- Pressão máxima positiva de contra lavagem – 103 KPa;
- Faixa de pressão de contra lavagem recomendada – 34 a 69 KPa
- Área de membrana – 14,4 m²;
- Temperatura recomendada na operação – 2 a 45 °C;
- Faixa de pH recomendado em operação contínua – 2 a 11;
- Faixa de aeração recomendada – 84,9 a 141,5 L.min⁻¹;
- Espaçador do módulo de alimentação da membrana – 3,4 mm.
- Massa do módulo – 20 Kg.

As dimensões do módulo da membrana utilizada são:

- Comprimento do módulo – 1.016 mm;
- Diâmetro do módulo – 235 mm;
- Diâmetro do tubo de permeado – 38,1 mm.

O esquema do sistema é apresentado na Figura 24.

Figura 24 - Sistema em montagem e esquema do sistema de separação de reator biológico com membrana interna em contra lavagem.

Foram utilizados no sistema:

- Bomba centrífuga da marca DANCOR modelo CAM W4;
- Filtro de ar com controle de vazão;
- Bomba pneumática da marca Netzsch;
- Manômetro da ZURICH modelo ZIG 60/1 14H;
- Válvulas solenóides da marca BERT KELLER modelos SC8210C035 e SC8210D095 240/60Hz;
- Válvulas de controle tipo agulha (Figura 24 – item 6) e globo (Figura 24 – item 5);
- Rotâmetro Fabricante Dwyer Instruments Inc., Modelo Rate Máster RMB-57-SSV.

O sistema foi operado por automação das válvulas solenóides pelo controle da marca IMPAC modelo SR12MRAC com comando de interface com computador. Assim, o ciclo de funcionamento utilizado no sistema foi de 5 minutos de produção de permeado e 0,5 minutos de limpeza, perfazendo um total de 5,5 minutos para complemento de um ciclo.

Para operação do módulo de membrana interna ao reator biológico procedeu-se da seguinte forma:

Regulagem das válvulas de controle

- Instalação de manômetros de pressão positiva e negativa;
- Ajuste de abertura e/ou fechamento das válvulas de controle (Figura 24 – itens 5 e 6) para manutenção de pressões na faixa limite do sistema de separação;

Sistema em produção de permeado

- Válvulas solenóides normalmente abertas (Figura 24 – itens 1 e 2);
- Válvulas solenóides normalmente fechadas (Figura 24 – itens 3 e 4);
- Ajuste das válvulas de controle;
- Medição do permeado por proveta e cronômetro;

Sistema em contra lavagem (limpeza da membrana)

- Válvulas solenóides normalmente abertas acionadas, ou seja, em estado fechado (Figura 24 – itens 1 e 2);
- Válvulas solenóides normalmente fechadas acionadas, ou seja, em estado aberto (Figura 24 – itens 3 e 4);
- Ajuste das válvulas de controle;

Para evitar a entrada de partículas passíveis de provocarem entupimento entre os espaçadores do módulo de membrana, dividiu-se o tamanho do espaçador, distância entre as folhas de membrana enroladas em espiral, por vinte. Ou seja, limitou-se a entrada de partículas com tamanhos superiores a aproximadamente 0,17 mm. visando possibilitar ao sistema operar de maneira ideal.

Um elemento cilíndrico com peneira de malha de aço Nº 200 (vide Figura 25), equivalente a uma malha com abertura padrão nominal igual a 75 µm. (0,075mm.), foi acoplado na parte inferior do módulo da membrana. Este elemento foi confeccionado na Marbella do Brasil LTDA.

Figura 25 – Sistema de separação com módulo de membrana acoplado a peneira de aço inserido no meio líquido (imagem à esquerda), detalhe de ligação entre o módulo de membrana e a peneira de aço (imagem superior e à direita) e detalhe da entrada de ar no sistema (imagem inferior à direita).

Foram realizadas modificações no elemento de peneira cilíndrico visando alimentar o módulo de membrana com a vazão de ar adequada à faixa de operação. Para isto acoplou-se mangueira de borracha para sistemas de ar pressurizado no fundo do elemento cilíndrico. Também, foi instalado um difusor tipo domo de bolhas finas no fundo do tanque para fornecer oxigênio para o reator biológico de lodos ativados.

As amostras de permeado eram coletadas na entrada do tanque de permeado, sendo amostras simples.

O monitoramento do sistema foi realizado conforme Tabela 16.

Tabela 16 – Frequência de coleta e análise ou medição de variáveis.

Variável	Frequência de análise e/ou medição
Vazão de permeado (L.h^{-1})	diária
Pressão de sucção (KPa)	diária
Condutividade (uS.cm^{-1})	duas vezes por semana
SST (mg.L^{-1})	duas vezes por semana
pH	duas vezes por semana
Alcalinidade ($\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$)	duas vezes por semana
Turbidez (UNT)	duas vezes por semana
Cor (mgPtCo.L^{-1})	duas vezes por semana
DQO (mg.L^{-1})	duas vezes por semana
NH_3 (mg.L^{-1})	duas vezes por semana
Nitrato (mg.L^{-1})	duas vezes por semana

Estratégias utilizadas para monitoramento e controle do sistema

Os procedimentos adotados para operação e monitoramento do sistema são descritas:

- a variável vazão de permeado foi utilizada para avaliar a produção de permeado no sistema e determinar os períodos de limpeza química da membrana;

- a diferença de pressão foi utilizada para controle do sistema visando otimizar a produção de permeado;
- a variável condutividade foi utilizada para análise da eficiência do sistema e controle indireto de sais, relacionada com a qualidade de água para reúso;
- a variável sólidos suspensos totais foi utilizada para controle de acúmulo de sólidos e eficiência do sistema;
- a variável pH foi utilizada para análise qualitativa quanto ao reúso de água;
- a variável alcalinidade foi utilizada para manutenção de um pH adequado para água de reúso;
- a variável turbidez foi utilizada para verificação da eficiência do sistema e análise qualitativa da água de reúso;
- a variável cor foi utilizada para verificação da eficiência do sistema e análise qualitativa da água de reúso;
- a variável DQO foi utilizada para verificação da eficiência do sistema;
- as variáveis NH_3 e Nitrato foram utilizadas para verificação da eficiência do sistema de tratamento relativa a transformação bioquímica, principalmente, de nitrogênio amoniacal para nitrato.

4.3 Estudos de sistemas de tratamento complementares

Foram avaliados sistemas de tratamento complementares associados aos reatores biológicos com sistemas de membranas, sendo os mesmos descritos a seguir:

a) adição de elementos auxiliares de coagulação no reator biológico com sistema de membranas interno ao meio líquido para verificar modificações na eficiência de remoção de nutrientes do processo:

- coagulantes (sulfato de alumínio e cloreto férrico) com variação das concentrações até 100 mg de coagulante por litro;
- polímero catiônico como auxiliar de floculação.

b) Ensaios de Jar teste

Foram realizados ensaios de *jar teste* visando a obtenção de dados comparativos com os resultados de tratamento realizados com sistemas biológicos associados a sistemas de membranas.

Estes ensaios foram realizados visando otimizar as dosagens de concentração de coagulantes no sistema piloto.

Assim foi utilizado um sistema de *jar teste* em batelada com seis jarros e rotação controlada com os seguintes gradientes (s^{-1}): 60, 40 e 20; com os respectivos tempos de floculação (min): 5, 5 e 5.

A mistura rápida foi realizada previamente a floculação, com duração de 1 min e gradiente maior que $100 (s^{-1})$.

c) utilização de sistema de separação por membrana de osmose reversa em batelada após o reator biológico com sistema de membranas de ultrafiltração para avaliação da remoção de compostos solúveis presentes no permeado.

Ensaio de osmose reversa

Foi utilizado um sistema piloto de osmose reversa para ensaio em batelada com permeado do sistema de lodos ativados com membrana interna tratando esgoto bruto. Este sistema é composto por dois reservatórios de acrílico com capacidade para aproximadamente 20 L, sendo um reservatório para acondicionamento da amostra a ser permeada e outro do permeado.

O sistema possui o esquema apresentado na Figura 26.

Figura 26 – Esquema do sistema de batelada de osmose reversa.

4.4 Variáveis operacionais de sistemas biológicos associados a sistemas de separação por membranas

Algumas variáveis foram observadas nos sistemas de tratamento estudados. Nos reatores biológicos foram aferidas as seguintes variáveis: sólidos suspensos voláteis, sólidos suspensos totais, pH, alcalinidade, oxigênio dissolvido, idade do lodo, relação alimento/microrganismos e taxa de permeado produzido nos sistemas de separação por membranas.

No sistema de tratamento de reator biológico associado ao módulo de membrana tubular externo ao tanque aerado (item 3.2.5), foi utilizado um volume útil de aproximadamente 500L no tanque de aeração devido a ocorrência de taxas de produção de permeado menores do que as previstas no pré-dimensionamento do sistema de separação por membranas.

4.5 Caracterização do permeado originado de sistemas de tratamento biológicos associados a sistemas de separação por membranas

Foram realizadas as seguintes análises e medições de variáveis do efluente do reator biológico com sistema de membranas: DQO, sólidos suspensos, sólidos dissolvidos totais, pH, alcalinidade, dureza, nitrogênio total, nitrogênio amoniacal, nitrato, fosfato, condutividade elétrica, cloretos, cálcio, magnésio, turbidez, cor aparente.

4.6 - Variáveis analisadas

Foram analisados as seguintes variáveis: pH, turbidez, cor aparente, sólidos suspensos, sólidos dissolvidos totais, sólidos voláteis e fixos, DQO, condutividade, nitrogênio total, nitrogênio amoniacal, fósforo total e solúvel, dureza, alcalinidade, carbono total. Todas as análises e exames das variáveis seguiram metodologia da AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (2001). Alguns métodos estão descritos na Tabela 17.

Tabela 17 – descrição de métodos analíticos e de medição utilizados.

<i>Variável</i>	<i>Método</i>	<i>Descrição resumida</i>	<i>Cuidados práticos</i>	<i>Interferentes</i>	<i>Volume de amostra (mL)</i>	<i>Conservação da amostra</i>
pH	4500 H ⁺ B Método eletrométrico - APHA (2001)	Determinação da atividade de íons hidrogênio por potenciômetro utilizando um eletrodo padrão. Utilização de um pHmetro, marca Orion 720A. – desvio padrão de $\pm 0,1$.	Limpeza do eletrodo com água destilada antes e depois das medições e controle da rotação da barra magnética.	O eletrodo de vidro é relativamente livre de interferentes, apenas observar altas concentrações de sódio para pH>10. Corrigir o PH em relação à temperatura	50	Refrigerado até 4°C Leitura em até 0,25h (recomendado)
Alcalinidade	2320 B Alcalinidade – APHA (2001)	Determinação da capacidade de neutralizar ácidos pela adição de ácido sulfúrico 0,02 N e titulação até pH 4,5. desvio padrão de ± 1 mg CaCO ₃ .L ⁻¹ .	Controle de abertura do registro da bureta na titulação.	Sabão, óleos, sólidos suspenso e alguns precipitados podem interferir no tempo de leitura do pH.	100	Refrigerado até 4°C Análise em até 24 h (recomendado)

Continuação da Tabela 17 – descrição de métodos analíticos e de medição utilizados.

<i>Variável</i>	<i>Método</i>	<i>Descrição resumida</i>	<i>Cuidados práticos</i>	<i>Interferentes</i>	<i>Volume de amostra (mL)</i>	<i>Conservação da amostra</i>
Turbidez	2130 B método nefelométrico – APHA (2001)	Definida como a quantidade de luz espalhada pela amostra sob determinadas condições referentes a uma suspensão padrão.	Homogeneizar a amostra e realizar a leitura. Utilizar o mesmo frasco para realizar as leituras das amostras.	Passível de formação de condensados com amostras em temperaturas baixas. Evitar demorar para realizar a leitura devido a possibilidade de ocorrer sedimentação ou formar flocos na amostra.	50	Refrigerado até 4°C Leitura em até 24h (recomendado)
DBO	5210 B teste de DBO 5 dias – APHA (2001)	Definido como a quantidade de oxigênio consumida em 5 dias à 20 °C de amostras incubadas. Detecções maiores que 2mg.L ⁻¹ e desvios padrões elevados.	Utilizar frascos de DBO com gargalos adequados. Selar cuidadosamente cada frasco.	Principal interferente é o processo de Nitrificação e contaminantes.	Variável (em geral até 1000mL)	Refrigerado até 4°C Análise em até 6h (recomendado)
Substâncias solúveis em hexano	5520 B Óleos e graxas – APHA (2001)	Óleos e graxas emulsificados ou dissolvidos são extraídos da água por solventes. Método gravimétrico.	Limpeza das vidrarias de modo cuidadoso para evitar erros de determinação de massa.	Materiais solventes possuem como característica extrair materiais orgânicos associados com óleos e graxas.	Variável (em geral até 200mL)	adição de ácido sulfúrico pH<2, conservar até 28 dias em refrigerador até 4°C (recomendado)
Sólidos Totais	2540 B Sólidos Totais– APHA (2001)	Evaporação da amostra em cadinho de porcelana na temperatura de 103 a 105°C. Método gravimétrico.	Preparo dos cadinhos na mufla e uso de dessecador.	Águas com altas concentrações de cálcio, magnésio, cloretos ou sulfato que podem ser higroscópicos.	100	conservar até 7 dias em refrigerador até 4°C (recomendado)

Continuação da Tabela 17 – descrição de métodos analíticos e de medição utilizados.

<i>Variável</i>	<i>Método</i>	<i>Descrição resumida</i>	<i>Cuidados práticos</i>	<i>Interferentes</i>	<i>Volume de amostra (mL)</i>	<i>Conservação da amostra</i>
Sólidos Suspensos Totais	2540 D Sólidos Suspensos Totais– APHA (2001)	Filtração da amostra em filtro de fibra de vidro com evaporação até peso constante na temperatura de 103 a 105°C. Método gravimétrico.	Preparo e determinação da massa dos filtros.	Prolongadas filtrações devido a colmatação do filtro podem reter partículas menores que as definidas como sólidos suspensos.	Variável (em geral até 100mL)	Refrigerado até 4°C Filtrar o mais rapidamente possível
Sólidos Fixos e Voláteis	2540 E Sólidos Fixos e voláteis – APHA (2001)	Ignição dos resíduos dos métodos 2540 B e D na temperatura de 550 °C, sendo usuais tempos de 15 a 20 min. Método gravimétrico.	Preparo e determinação da massa dos filtros e uso de desecador.	Resultados negativos de concentração podem ser obtidos pela perda de sólidos e pela presença de concentrações elevadas de sólidos fixos.	Variável (em geral até 100mL)	Refrigerado até 4°C Filtrar o mais rapidamente possível
Fósforo	4500 E Fósforo – APHA (2001)	Molibdato de amônia e tartarato de potássio reagem em meio ácido com ortofosfato modificando a cor para azul pela redução do ácido ascórbico. Método colorimétrico.	Cuidados na limpeza da vidraria em relação aos detergentes e realizar a análise no tempo determinado pelo método.	Arsenatos reagem com o molibdato produzindo uma cor similar ao azul.	Variável (em geral até 50mL)	Análise imediata ou adição de ácido sulfúrico pH<2, conservar até 28 dias em refrigerador até 4°C (recomendado)
Nitrogênio Orgânico	4500 B Norg Kjeldahl e 4500 C NH ₃ - APHA (2001)	Realizar digestão da amostra com ácido sulfúrico. Proceder conforme procedimento descrito no Nitrogênio Amoniacal.	Verificação da coloração e do volume final na digestão, bem como da temperatura no digestor.	Grandes concentrações de sais podem elevar a temperatura de digestão acima de 400°C, podendo ocorrer pirólise do Nitrogênio. Neste caso adicionar mais ácido sulfúrico.	Variável (em geral até 250 mL)	Análise imediata ou adição de ácido sulfúrico pH<2, conservar até 7 dias em refrigerador até 4°C (recomendado)

Continuação da Tabela 17 – descrição de métodos analíticos e de medição utilizados.

<i>Variável</i>	<i>Método</i>	<i>Descrição resumida</i>	<i>Cuidados práticos</i>	<i>Interferentes</i>	<i>Volume de amostra (mL)</i>	<i>Conservação da amostra</i>
Nitrogênio amoniacal	4500 B e C NH ₃ – APHA (2001)	A amostra é tamponada em pH 9,5 e depois destilada em solução de ácido bórico. Posteriormente, é titulada com ácido sulfúrico.	Recomendável efetuar a titulação logo após a destilação. Limpar o equipamento destilador antes de iniciar a destilação com amostras.	Os principais interferentes são a uréia, cianetos, ácidos glutâmicos que possuem uma velocidade de hidrólise relativamente baixa. Concentrações altas de compostos voláteis e cloretos.	Variável (em geral até 250 mL)	Análise imediata ou adição de ácido sulfúrico pH<2, conservar até 7 dias em refrigerador até 4°C (recomendado)
Nitrato	4500 D Nitrato – APHA (2001)	Método de Determinação com eletrodo de íon-específico numa faixa de 0,14 a 1400 mgN-NO ₃ ⁻ .L ⁻¹	Controle da agitação no momento da leitura com eletrodo.	Presença de substâncias que interferem na leitura do eletrodo, tais como: nitrito, cianetos, sulfetos, brometos, iodetos, cloratos etc. Para evitar a ação desses íons é adicionado a amostra uma solução tampão, que contém: Sulfato de Prata (AgSO ₄)	10	Analisar o mais rápido possível ou refrigerar até 4°C, conservar até 48 h (recomendado)

4.6.1 - Avaliação do Método colorimétrico e do Método de refluxo aberto para determinação de DQO

- I. Confeção da curva de DQO pelo método colorimétrico de refluxo fechado
 - i. Preparou-se uma solução padrão de hidrogeno fitalato de potássio correspondente a $500 \text{ mg O}_2\cdot\text{L}^{-1}$;
 - ii. Por diluição foram preparadas várias concentrações (0, 20, 40, 60, 80, 100, 150, 200, 250, 300);
 - iii. Procedeu-se segundo descrição 5220 C do *Standard Methods For The Examination of Water and Wastewater (20th)*
 - iv. Determinou-se a curva apresentada na Figura 25 (vide Tabela 38 – anexo A) para o espectroimagemmetro HACH 2000 (leitura no comprimento de onda de 620nm – utilizado no Laboratório de Saneamento da EESC).

Figura 27 – Curva traçada em espectroimagemmetro da HACH/2000.

O índice de correlação de 0,9985 é maior que 0,995, a qual é recomendada pela APHA (2001), validando a curva inserida em equipamento de espectrofotômetro.

II. Comparação dos métodos de refluxo aberto e do método colorimétrico.

- v. Dilui-se a solução padrão de hidrogeno fitalato de potássio para uma concentração equivalente a $100 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$;

- vi. Procedeu-se ao método 5220B (método do refluxo aberto) e 5220C para avaliação preliminar e determinação de erros.

III. Resultados

- vii. Para o método do refluxo aberto foram analisadas duas amostras teóricas de 100 mgO₂.L⁻¹ (vide Tabela 14);
- viii. Para o método colorimétrico de refluxo fechado foram analisadas duas amostras teóricas de 100 mgO₂.L⁻¹ (vide Tabela 18).

Tabela 18 – Resultados das análises de DQO pelo método de refluxo aberto e colorimétrico de refluxo fechado.

<i>Variável</i>	<i>Método de Refluxo Aberto</i>	<i>Método colorimétrico de Refluxo Fechado</i>
Amostra 01	106	90,9
Amostra 02	106	86,2
Média simples	106	88,6
Erro teórico (%)	6	11,4

IV. Escolha do método de determinação de DQO a ser utilizado.

O *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2001) apresenta estudos de erro na faixa de 6,5% (para DQO de 200 mgO₂.L⁻¹) a 10,8% (para DQO de 160 mgO₂.L⁻¹ com presença de cloretos) para o método do refluxo aberto e na faixa de 8,7% (para DQO de 193 mgO₂.L⁻¹) a 9,6% (para DQO de 200 mgO₂.L⁻¹ com presença de cloretos) para o método colorimétrico.

Os valores observados no método do refluxo aberto podem ser considerados dentro da expectativa de erro. Já os resultados apresentados pelo método colorimétrico de refluxo fechado apresentaram erro maior que o esperado, porém próximos do limiar máximo de erro. Isto pode ter ocorrido devido a utilização de pipetas normais, devendo-se utilizar preferencialmente para o método colorimétrico pipetas volumétricas devido ao baixo volume de amostra.

A utilização de amostras contendo sólidos em suspensão contribui para aumento deste erro no método colorimétrico de fluxo fechado.

Desta forma, visando adequar a metodologia ao tipo de amostra e equipamentos utilizados, foi escolhida como metodologia para análise de DQO o método do refluxo aberto.

4.6.2 - Rotinas Operacionais

Durante as fases do experimento, as seguintes rotinas foram seguidas nos dias de coleta:

- Verificação do funcionamento do sistema de bombeamento da elevatória;
- Verificação do sistema de tratamento preliminar para realizar limpeza e/ou remoção de sólidos nas caixas de acumulação;
- Verificação dos tanques e caixas de passagem para realizar limpeza e/ou descarte;
- Verificação do estado de funcionamento das bombas;
- Retirada de condensados dos tanques dos compressores;
- Medição da concentração de oxigênio dissolvido nos tanques de aeração e respectivas temperaturas (ambas com oxímetro);
- Verificação da aparência e níveis do esgoto e permeado nos tanques de aeração e sistemas de membranas;
- Coleta de amostras compostas e simples para análise no laboratório;
- Verificação do sistema de tratamento biológico de fluxo ascendente por manta de lodo e caso necessário limpeza do sistema, constando de remoção de óleos e graxas e descarte do lodo;

- Verificação dos sistemas de separação por membranas e limpeza periódica dos mesmos;
- Raspagem das paredes internas dos tanques de aeração, com o objetivo de remover o lodo aderido às mesmas;

5 – RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 Sistema de Tratamento

Os resultados das análises e medições realizadas no sistema de tratamento são descritos nos itens posteriores.

5.1.1 – Caixas de gordura do Restaurante Universitário

Devido a constantes entupimentos no sistema de esgotamento sanitário, foram realizadas análises de substâncias solúveis em hexano de amostras coletadas a jusante da caixa de gordura do restaurante universitário localizado na Universidade de São Paulo. Obtiveram-se valores de concentração de substâncias solúveis em hexano de até 3 g.L⁻¹.

Estes valores podem ser considerados relativamente altos. Isto ocorreu pela falta de limpeza da caixa de gordura (frequência de limpeza de seis meses). Assim, foram contatadas as pessoas responsáveis, visando diminuir o intervalo de limpezas das caixas de gordura, bem como, inspecionar com mais frequência as mesmas.

5.1.2 – Sistema de bombeamento da Elevatória

A vazão total média obtida na entrada do sistema foi de 10.762 litros por hora com desvio padrão de 383 litros por hora. Foram observados ciclos na bomba da elevatória próximos de 1 hora, ou seja, aproximadamente uma partida a cada hora.

Figura 28 – Poço da elevatória em operação de limpeza e válvulas de retenção com fechamento manual.

Segundo o fabricante da bomba submersa FLYGT, a qual utiliza motor de classe F, o ciclo crítico da bomba é de 10 partidas em uma hora, ou seja, de 6 minutos. Conforme verificado nas medições realizadas a bomba está em regime de operação adequado.

5.1.3 – Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente com manta de lodo/UASB

Foram realizadas medições para determinação do tempo de detenção hidráulico no reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (Figura 29). O tempo de detenção hidráulico médio observado permaneceu entre 7 e 8 horas (vide quadros 1 e 2 – Anexo B).

Figura 29 – Reator UASB localizado na área experimental do departamento de Saneamento da Escola Politécnica.

5.2 Caracterização físico-química das águas residuárias

Foram realizadas análises referentes ao esgoto doméstico proveniente do restaurante universitário da USP/São Paulo e do Conjunto Residencial da USP – CRUSP. Também foram realizadas análises referentes ao efluente do Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo.

5.2.1 Caracterização do Esgoto Bruto após tratamento preliminar precedente ao sistema de lodos ativados.

O esgoto bruto foi caracterizado em dois períodos distintos apresentados segundo a Tabela 19.

Tabela 19 – Caracterização do Esgoto bruto após tratamento preliminar.

Dados do Esgoto Bruto após tratamento preliminar										
Variável		SST (mg.L ⁻¹)	SSV (mg.L ⁻¹)	pH	Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	DBO (mg.L ⁻¹)	DQO (mg.L ⁻¹)	P Total (mg.L ⁻¹)	NKT (mg.L ⁻¹)	NH ₃ (mg.L ⁻¹)
período de 08/03/04 a 29/09/04	Média	550	475	7,08	292	322	621	2,2	84	54
	Desvio padrão	472	410	0,32	134	156	302	1,0	29	10
	Coeficiente de variação	0,85	0,86	0,05	0,46	0,48	0,49	0,45	0,35	0,19
período de 15/08/05 a 18/11/05	Média	137	123	7,0	—	—	351	—	—	72,5
	Desvio padrão	33	29	0,2	—	—	70	—	—	4,2
	Coeficiente de variação	0,24	0,23	0,03	—	—	0,20	—	—	0,06

Pode ser observada, dentre os períodos da Tabela 19 (vide Tabelas 39 e 40 e Figuras 75 a 93 em anexo C), grandes variações relacionadas a concentração de sólidos (Figuras 30 e 31), DQO e nitrogênio amoniacal. Estas variações podem ser observadas, principalmente, no período de 08/03/04 a 29/09/04 com valores de coeficientes de variação de até 0,86 (exceção do nitrato).

Figura 30 – Variação de Sólidos Suspensos do esgoto bruto no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Figura 31 – Variação de Sólidos Suspensos do esgoto bruto no período de 15/08/05 a 18/11/05.

O pH médio permaneceu próximo de 7, ou seja, quase neutro, com valores do coeficiente de variação relativamente pequenos em ambos os períodos observados.

Podem-se verificar valores bem distintos para a variável sólidos suspensos durante os períodos observados. Este fato pode ser explicado pela variação normal da característica do esgoto e, principalmente, pela maior limpeza do sistema (poço da elevatória, caixa de areia, tanques de equalização e de passagem) no segundo período.

A variação da relação entre sólidos suspensos voláteis e totais pode ser melhor observada pelas Figuras 32 e 33.

Figura 32 – Variação relativa de Sólidos Suspensos Voláteis por Sólidos Suspensos Totais do esgoto bruto no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Figura 33 – Variação relativa de Sólidos Suspensos Voláteis por Sólidos Suspensos Totais do esgoto bruto no período de 15/08/05 a 18/11/05.

Em ambos os períodos, a relação percentual média entre os sólidos suspensos voláteis e os sólidos suspensos totais permaneceram na faixa de 85 a 90 por cento. A variação de DQO pode ser observada pelas Figuras 34 e 35. No primeiro período, a DQO média pode ser considerada elevada, aproximadamente 620 mg.L^{-1} , enquanto a DQO média do segundo período foi de aproximadamente 351 mg.L^{-1} . Ambas as concentrações de DQO encontram-se na faixa usual típica de concentrações médias obtidas de caracterizações realizadas em esgoto doméstico.

Figura 34 – Variação de DQO do esgoto bruto no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Figura 35 – Variação de DQO do esgoto bruto no período de 15/08/05 a 18/11/05.

A diferença de concentração relativamente grande da DQO entre os dois períodos, pode ser explicada pela falta de manutenção relativa a descartes nos tanques de decantação primária e do sistema de tratamento preliminar.

O nitrogênio amoniacal, diferentemente das outras variáveis, apresentou um aumento de concentração média de 54 para 72,5 mg.L⁻¹ no segundo período (vide Figura 36). Estes valores podem ser considerados elevados para esgotos domésticos.

Figura 36 – Variação de Nitrogênio amoniacal do esgoto bruto no período de 15/08/05 a 18/11/05.

Pode-se observar a variação do pH em torno de 7 (Figuras 37 e 38), ou seja, próximo do pH neutro em ambos os períodos.

Figura 37 – Variação de pH do esgoto bruto no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Figura 38 – Variação relativa de pH do esgoto bruto no período de 15/08/05 a 18/11/05.

5.2.2 – Caracterização do Esgoto Bruto após tratamento preliminar precedente ao sistema de Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente com manta de lodo/UASB.

Foram realizadas caracterizações físico-químicas do esgoto bruto precedente ao UASB apresentadas na Tabela 20 (vide Tabela 41 e Figuras 94 a 98 – em anexo D).

Tabela 20 – Caracterização do esgoto bruto afluente ao UASB.

variável	DQO (mg.L ⁻¹)	SST (mg.L ⁻¹)	SSF (mg.L ⁻¹)	SSV (mg.L ⁻¹)	SSV/SST (%)
Média	421	178	42	136	76,1
Desvio Padrão	126	46	20	47	11,0
Coeficiente de Variação	0,30	0,26	0,48	0,35	0,14

A DQO média observada foi de 421 mg.L⁻¹, podendo ser considerada como característica de esgoto doméstico com variação apresentada na Figura 39.

Figura 39 – variação de DQO do esgoto bruto afluente ao UASB.

Os sólidos suspensos apresentaram concentrações características de esgoto doméstico fraco. As variações dos sólidos suspensos totais, voláteis e fixos são apresentadas na Figura 40.

Figura 40 – variação de Sólidos Suspensos do esgoto bruto afluente ao UASB.

A relação média de sólidos suspensos voláteis com os sólidos suspensos totais foi de 76,1%. A Figura 41 apresenta esta variação no período.

Figura 41 – Variação da relação de Sólidos Suspensos Voláteis pelo Sólidos Suspensos Totais do esgoto bruto afluente ao UASB.

5.2.3 – Caracterização do Efluente do Reator UASB

O efluente do reator UASB pode ser caracterizado pelos dados apresentados na Tabela 21 (vide Tabela 42 Figuras 99 a 107 – em anexo E).

Tabela 21 – Caracterização do efluente do reator UASB no período de 19/05/2004 a 29/09/2004.

Caracterização do efluente de reator UASB							
DATA	SST (mg.L ⁻¹)	SSF (mg.L ⁻¹)	pH	Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L-1)	DQO (mg.L ⁻¹)	NKT (mg.L ⁻¹)	NH ₃ (mg.L ⁻¹)
<i>Média</i>	164	117	7,35	142	251	52	48
<i>desvio padrão</i>	103	74	0,10	32	92	5	6
<i>Coefficiente de variação</i>	0,62	0,63	0,01	0,23	0,37	0,10	0,13

Pode-se observar uma concentração relativamente alta de sólidos suspensos totais (vide Figura 42) e DQO (Figura 99 – anexo E) na saída do tratamento anaeróbio devido a problemas operacionais do reator UASB em alguns períodos.

Figura 42 – Variação de sólidos na saída de Reator UASB no período de 19/05/2004 a 29/09/2004.

A relação média de sólidos suspensos fixos pelo sólidos suspensos totais foi de 71,7 com desvio padrão de $\pm 10,9$. Esta variação é apresentada na Figura 43.

Figura 43 – Variação da relação Sólidos Suspensos Fixos pelos Sólidos Suspensos Totais em porcentagem na saída de reator UASB no período de 19/05/2004 a 29/09/2004.

O pH médio observado foi de aproximadamente 7,35 com variação apresentada na Figura 44. A alcalinidade média foi de aproximadamente 142 mgCaCO₃.L-1.

Figura 44 – variação do pH na saída do reator UASB no período de 19/05/2004 a 29/09/2004.

O Nitrogênio Kjeldahl Total observado durante o período estava em quase a sua totalidade na forma amoniacal (vide Figura 45), com média de aproximadamente 91,9% e desvio padrão de $\pm 3,8$.

Figura 45 – variação do NKT e do nitrogênio amoniacal na saída do reator UASB no período de 19/05/2004 a 29/09/2004.

O Esgoto bruto após tratamento preliminar foi coletado no tanque de entrada para o sistema de lodos ativados e o efluente do reator UASB em tanque de passagem. Ou seja, deve-se evitar análises de eficiência pontuais entre os sistemas biológicos, já que as amostras são diferentes e estão relacionadas à entrada e período de operação dos sistemas de tratamento.

5.3 Sistema de Lodos Ativados

Foram realizadas algumas análises referentes a substâncias solúveis em hexano devido à procedência do esgoto ser, em parte, do restaurante universitário. Constataram-se concentrações de substâncias solúveis em hexano variando entre 353 a 515 mg.L⁻¹.

Foram observados, também, valores relativamente altos para a variável sólidos suspensos totais na caracterização do esgoto bruto, devido a entrada do sistema de esgoto se localizar a aproximadamente 20 cm do fundo da caixa de equalização de vazão. Assim, providenciou-se uma modificação na entrada do sistema de tratamento de lodos ativados para evitar transporte excessivo de sólidos para o sistema de tratamento.

Precedeu-se no ano de 2005 o tratamento com a inserção de um tanque com volume máximo de 1.000 L com a função de decantador primário com uma placa superficial, para separação de sólidos suspensos e óleos e graxas (Figura 46).

Figura 46 – Decantador primário do sistema de lodos ativados com membrana externa.

Em relação à eficiência de remoção de substâncias solúveis em hexano, pode-se observar inicialmente uma eficiência variando entre 85,8 e 90,3%. Em relação aos sólidos suspensos totais, pode-se observar inicialmente uma eficiência próxima de 74%.

Na Tabela 22 podem ser observados valores do Tanque de Aeração (TA) e do efluente do sistema de lodos ativados.

Tabela 22 – Dados de variáveis referentes ao tanque de aeração e ao efluente do sistema de lodos ativados.

Data	SST (mg.L ⁻¹)		SSV (mg.L ⁻¹)		pH		Alcalinidade (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)		DBO (mg.L ⁻¹)		DQO (mg.L ⁻¹)		Temperatura (°C)	OD (mg.L ⁻¹)
	TA	Efluente	TA	Efluente	TA	Efluente	TA	Efluente	Efluente	Efluente filtrado	Efluente	Efluente filtrado	TA	TA
19/05/04	2310	38	1910	36	6,62	7,00	124	96	—	—	77	28	24,7	4,80
26/05/04	4656	18	4108	16	6,20	7,00	58	90	—	—	32	31	19,6	3,60
28/05/04	5528	16	4928	14	3,98	4,05	0	0	9	4	43	13	18,0	8,18
04/06/04	3524	42	3140	40	4,81	4,67	4	4	—	—	81	32	15,0	7,80
09/06/04	4350	15	3884	14	4,65	5,49	2	2	31	12	42	16	15,0	7,20
18/06/04	3424	20	3044	16	4,90	4,71	4	2	58	28	60	56	16,0	1,39
23/06/04	4954	124	4314	104	4,90	4,00	8	0	—	—	376	5	16,0	3,70
25/06/04	3976	56	3496	39	5,55	4,30	23	0	—	—	120	37	17,0	4,10
30/06/04	—	—	—	—	5,40	4,90	21	1	65	10	128	16	16,0	3,00
07/07/04	4260	96	3896	92	5,39	4,46	20	0	—	—	40	30	19,7	2,70
14/07/04	—	—	—	—	6,39	6,95	14	0	—	—	—	—	—	—
21/07/04	—	—	—	—	6,79	7,13	180	110	—	—	96	76	15,0	1,30
23/07/04	4356	56	3768	52	7,05	7,42	246	190	58	25	127	51	12,0	1,00
27/07/04	4334	52	3904	48	7,12	7,47	308	242	—	—	—	—	—	—
28/07/04	4360	57	3768	53	7,00	7,40	240	180	—	—	132	50	14,0	1,90
03/08/04	—	—	—	—	7,01	7,25	174	145	—	—	—	—	—	—
04/08/04	—	—	—	—	7,26	7,24	196	194	38	12	128	67	—	—
10/08/04	—	—	—	—	7,11	7,30	330	206	—	—	—	—	—	—
13/08/04	—	—	—	—	6,60	6,80	276	148	65	15	82	38	15,0	5,80
18/08/04	6873	21	5900	18	7,10	7,29	275	205	—	—	78	40	16,2	0,80
20/08/04	7930	47	6950	37	6,50	6,80	264	162	42	24	80	39	19,0	0,30

Continuação da Tabela 22 – Dados de variáveis referentes ao tanque de aeração e ao efluente do sistema de lodos ativados.

Data	SST (mg.L ⁻¹)		SSV (mg.L ⁻¹)		pH		Alcalinidade (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)		DBO (mg.L ⁻¹)		DQO (mg.L ⁻¹)		Temperatura (°C)	OD (mg.L ⁻¹)
	TA	Efluente	TA	Efluente	TA	Efluente	TA	Efluente	Efluente	Efluente filtrado	Efluente	Efluente filtrado	TA	TA
23/08/04	7253	16	6253	14	6,89	7,08	199	104	—	—	—	—	16,8	0,28
25/08/04	7240	39	6290	37	6,40	6,90	250	156	—	—	75	38	20,0	4,90
27/08/04	7260	38	6320	37	6,60	6,90	242	150	29	19	49	25	—	—
31/08/04	7590	14	6610	13	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,30
03/09/04	6800	9	5780	4	6,50	7,00	256	160	—	—	45	21	20,0	0,40
08/09/04	5990	36	5150	32	6,60	6,90	242	176	28	17	39	25	22,0	0,63
15/09/04	6060	35	5170	33	6,30	7,00	262	158	—	—	41	22	22,4	0,17
17/09/04	6710	13	6020	10	5,50	6,30	54	38	38	21	63	38	21,0	3,55
24/09/04	4690	39	4120	34	6,02	5,97	55	11	—	—	60	28	24,0	3,53
29/09/04	3230	28	2850	26	5,91	4,70	42	3	—	—	49	25	24,5	0,62
média	5319	39	4649	34	6,17	6,28	146	98	42	17	86	34	18,9	2,77
desvio padrão	1597	27	1373	24	0,88	1,19	116	83	18	7	68	17	3,4	2,24

*TA – tanque de aeração

A eficiência de remoção do sistema de lodos ativados em operação com relação aos sólidos suspensos totais foi em média de 85,9% com desvio padrão de $\pm 14,2$; aos sólidos suspensos voláteis foi em média de 85,2% com desvio padrão de $\pm 15,1$; a DBO foi em média de 82,7% com desvio padrão de $\pm 12,7$; a DQO foi em média de 80,2% com desvio padrão de $\pm 13,5$ (vide Tabela 42 e Figuras 108 e 109 – Anexo F). Alguns valores de oxigênio dissolvido ficaram abaixo da concentração de dois miligramas por litro devido a problemas no sistema de suprimento de ar e ajuste da vazão. Este fato pode ser explicado devido a quebra de compressores e fornecimento de ar para sistemas pilotos de outros projetos.

Quanto a variável de formas nitrogenadas, a Tabela 23 demonstra a variação e o grau de nitrificação do sistema de lodos ativados. Observa-se a nitrificação parcial efetivada pelo sistema de lodos ativados. Este fato pode ser explicado devido a configuração do sistema físico do piloto apresentar pouca profundidade e forma geométrica que exigem vazões de ar elevadas.

Tabela 23 – Formas nitrogenadas no efluente do sistema de lodos ativados.

Data	NKT (mg.L ⁻¹)	NH ₃ (mg.L ⁻¹)	NO ₃ (mg.L ⁻¹)
27/07/04	19,6	13,4	—
03/08/04	19,4	15,1	19,1
10/08/04	35,9	34,1	10,3
18/08/04	40,0	38,0	—
23/08/04	32,5	24,5	0,57
25/08/04	33,6	31,4	1,24
31/08/04	41,4	39,8	—
24/09/04	9,5	6,20	23,0
29/09/04	9,0	3,90	22,0
média	26,8	22,9	9,53
Desvio Padrão	12,6	13,7	10,42

O sistema apresentou relação alimento/microrganismo da ordem de 0,38 Kg DQO.KgSSV⁻¹.d⁻¹, com desvio padrão de 0,17 Kg DQO.KgSSV⁻¹.d⁻¹ e idade do lodo elevada.

5.4 Sistema de lodos ativados com membrana externa

O sistema de membrana externa utilizado possui dois módulos com membranas tubulares com área total de aproximadamente 1,4 m² (cada módulo com

aproximadamente $0,7 \text{ m}^2$). Cada módulo possui sete membranas tubulares com porosidade média de $0,045 \mu\text{m}$ e 12,5mm de diâmetro cada.

Foram mantidos no reator de lodos ativados volumes próximos de 500 litros (volume útil de 1.000L) visando otimizar o sistema biológico relacionado a variáveis de controle do processo, tais como tempo de detenção hidráulico e relação alimento/microorganismos.

5.4.1 Resistência da membrana

Foi realizado teste de resistência da membrana (vide figura 47 e Tabela 43 – em anexo G) com água originada de sistema de separação por membranas de ultrafiltração junto ao CIRRA. A diferença de pressão entre a entrada e saída dos módulos foi mantida constante em aproximadamente 196 KPa.

Figura 47 – teste de resistência da membrana.

O rendimento médio do módulo foi de 7,42% com desvio padrão de $\pm 0,56$. Este valor foi superior aos valores citados para membranas tubulares em operação que são em torno de 0,5 a 5% (SCHNEIDER & TSUTIYA, 2001).

A taxa média de vazão de permeado foi de $302,3 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ com desvio padrão de $13,5 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$. Na figura 48 foi realizada correção para temperatura de 20°C , sendo observado um ajuste melhor da curva ao longo do tempo devido as correções de vazão realizadas.

Figura 48 – Taxas de vazões de permeado por área de membrana com temperatura ao longo do processo.

Na curva de taxa de vazão de permeado por área de membrana sem correção, ocorre um aumento da vazão devido à diminuição da viscosidade do fluido com o aumento da temperatura ao longo do processo. Este incremento na temperatura ocorre devido à transformação da energia cinética do fluido em energia térmica.

A taxa média de vazão de permeado corrigida foi de $281,6 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ com desvio padrão de $12 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$.

A resistência da membrana pode ser calculada pela equação 25.

$$J_p = \frac{1}{\mu \times R_m} \times \Delta P$$

$$R_m = \frac{1}{\mu \times J_p} \times \Delta P = \frac{1,96 \times 10^5 \left(\frac{\text{Kg}}{\text{s}^2.\text{m}} \right) \times 3.600 \left(\frac{\text{s}}{\text{h}} \right) \times 10^3 \left(\frac{\text{L}}{\text{m}^3} \right)}{1,00 \times 10^{-3} \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m.s}} \right) \times 281,6 \left(\frac{\text{L}}{\text{m}^2.\text{h}} \right)}$$

$$R_m = 2,51 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$$

5.4.2 Partida do Sistema de lodos ativados com membrana externa

O sistema composto por reator biológico aerado e sistema de separação por membrana tubular foi interligado pela conexão de tubulações de PVC de 25mm na tubulação de ligação do reator de lodos ativados com o decantador secundário (vide figura 49).

Figura 49 – imagem do sistema de microfiltração e do sistema de lodos ativados (à esquerda) e detalhe das modificações para alimentação do sistema de membranas (à direita).

Primeiramente, foi realizado ensaio para verificação do sistema visando verificar dados iniciais de caracterização do efluente e rendimento do sistema de membranas associado ao reator biológico de lodos ativados (vide Tabelas 24 e 25).

Tabela 24 – Dados quantitativos e qualitativos iniciais do permeado do sistema de lodos ativados com membrana externa.

tempo (min)	Vazão de permeado (L/h)	*Vazão de concentrado (L/h)	Rendimento de um módulo (%)	Diferença de pressão (Kgf/cm ²)	DQO (mg.L ⁻¹)	Condutividade (uS/cm)	pH	Alcalinidade (mg.L ⁻¹)	Cor (uC)	Turbidez (UNT)
0	90,0	2858	3,15	1,7	4	530	5,42	2,0	14	0,171
15	45,4	2858	1,59	1,4	14	486	5,18	2,0	13	0,177
30	36,0	2858	1,26	1,4	9	482	5,2	2,5	12	0,174
45	31,4	2858	1,10	1,4	17	488	5,08	2,5	13	0,178
60	28,2	2858	0,99	1,4	18	493	5,06	2,5	15	0,201

*Vazão média durante o período de produção de permeado

Tabela 25 – Caracterização do permeado.

tempo (min)	Dureza (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	Calcio (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	Magnésio (mg.L ⁻¹)	Sólidos Totais (mg.L ⁻¹)	Cloretos (mg.L ⁻¹)
0	62	37	25	440	74
15	128	72	56	420	72
30	126	61	65	370	72
45	115	62	53	380	70
60	128	78	50	390	69

Verifica-se pelos resultados obtidos na vazão de permeado e rendimento do módulo apresentados na Tabela 19 que ocorre um grande declínio no valor do fluxo de permeado. Segundo LAPOLLI (1998), isto ocorre devido a formação da camada de concentração de polarização e início da formação da torta na superfície da membrana. Após a queda acentuada nos valores de fluxo de permeado, na primeira hora de operação, existe uma tendência de redução mais lenta associada, principalmente, a colmatação biológica e química das membranas.

A velocidade média de aproximadamente $0,9 \text{ m.s}^{-1}$ obtida na passagem do efluente líquido no interior das membranas tubulares tende a acentuar a formação da camada de polarização. Esta velocidade obtida na produção de permeado pode ser considerada baixa para sistemas de membranas tubulares, velocidades recomendadas por SCHNEIDER & TSUTIYA (2001) são da ordem de $2,0$ a $6,0 \text{ m.s}^{-1}$.

A vazão média de permeado obtida no início da operação foi de $66 \pm 32 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, valor acima do fluxo médio obtido por VIDAL (2006) em sistemas de membranas tubulares de microfiltração.

5.4.3 Resultados do sistema de lodos ativados com membrana externa

Os resultados apresentados foram obtidos com o sistema operando por 93 dias. Foram realizadas limpezas da membrana com hidróxido de sódio (NaOH) em solução próxima de pH 12 visando restabelecer a vazão e minimizar efeitos de colmatação.

Também, foi introduzido Bicarbonato de sódio em solução por meio de uma bomba dosadora no reator de lodos ativados visando manter o pH estável devido ao processo de nitrificação.

Podem-se observar os seguintes resultados neste sistema:

a) Quanto a nitrificação, pode-se observar na Figura 50 a quase nitrificação total a partir do fim do primeiro mês. Isto pode ser explicado pelo formato retangular do sistema, o qual dificulta a transferência de oxigênio, bem como pelo baixo crescimento bacteriano devido à baixa DQO do esgoto. Deve-se, também, considerar a adaptação da biomassa relativa ao tempo inicial de partida.

Figura 50 – nitrificação do sistema durante a operação.

A estabilização do sistema biológico, quanto à biota relativa ao processo de nitrificação, pode ser considerada em *steady state* aproximadamente 40 dias após o início do sistema de tratamento. Assim, na Tabela 26, foram considerados os valores de amônia e nitrato após o quadragésimo dia.

Tabela 26 – Concentrações médias de amônia e nitrato.

Variável	NH_3 (mg.L^{-1})		Nitrato (mg.L^{-1})
	Esgoto bruto	Permeado da membrana externa	Permeado da membrana externa
Média	71,8	3,5	49,5
Desvio padrão	5,6	2,7	3,2
Coefficiente de variação (%)	7,35	75,4	6,5

b) O valor do pH (Tabela 27 e Figura 51) foi avaliado concomitantemente ao processo de nitrificação, sendo que a partir do dia dezoito de agosto foi adicionada uma solução de bicarbonato de sódio visando assegurar o processo de nitrificação e consumo de alcalinidade.

Tabela 27 – Valores médios de pH e concentração de alcalinidade após *steady state*.

Variável	pH			alcalinidade (mg.L ⁻¹)
	Esgoto bruto	Reator	Permeado da membrana externa	Permeado da membrana externa
Media	7,0	7,8	7,5	415,2
Desvio padrão	0,14	0,12	0,18	53,6
Coefficiente de variação (%)	2,06	1,48	2,45	12,9

Figura 51 – Variação do pH durante a operação do sistema.

c) A concentração de sólidos no afluente (Tabela 28) pode ser observada no gráfico da Figura 52, predominando os sólidos suspensos voláteis.

Tabela 28 – Concentração média de sólidos no sistema após *steady state*.

Variável	SST (mg.L ⁻¹)			SSF (mg.L ⁻¹)		SSV (mg.L ⁻¹)	
	Esgoto bruto	Reator	Permeado da membrana externa	Esgoto bruto	Reator	Esgoto bruto	Reator
Média	115	4263	ND	13	746	101	3516
Desvio Padrão	24	607	ND	6	179	20	480
Coeficiente de variação (%)	21	14	ND	45	24	20	14

ND – não detectável.

Figura 52 – Concentração média de sólidos afluentes ao sistema.

d) A concentração de sólidos suspensos no reator pode ser observada na Figura 53. A maior concentração obtida no reator foi de aproximadamente 5.000 mg.L⁻¹, o qual pode ser considerado baixo para um sistema de reator biológico associado a membranas. Isto pode ser explicado pela operação do sistema manter-se entre sistemas de aeração prolongada e sistemas convencionais de lodos ativados, associados à baixa concentração de DQO afluente.

Figura 53 – Sólidos suspensos no reator.

A relação alimento/microrganismo média do sistema após 40 dias foi de $0,16 \pm 0,04$ Kg de DQO. Kg^{-1} de SSVTA. d^{-1} , podendo ser classificado como similar a um processo de lodos ativados tipo aeração prolongada (QASIM, 1985).

O tempo de detenção hidráulico médio foi de $15,8 \pm 2,0$ horas devido ao baixo fluxo de permeado, podendo ser considerado como similar a um processo de lodos ativados tipo aeração prolongada (QASIM, 1985).

A idade do lodo pode ser considerada a mesma do processo após *steady state*, sendo que não ocorreu descarte de lodo durante o processo visando acumular sólidos no sistema biológico.

e) A DQO média do permeado (vide Figura 54) após 40 dias foi de 7 mg.L^{-1} com desvio padrão de 2 mg.L^{-1} , ou seja, a eficiência de remoção permaneceu próxima de 98 por cento.

Uma variação grande da DQO do esgoto afluyente significa na DQO do permeado um incremento pequeno (menor que cinco unidades). Isto corrobora com a confiabilidade relativa à característica qualitativa do permeado, propiciando o reúso de água.

Figura 54 – Variação da DQO no sistema biológico com membrana externa.

f) As características físico-químicas e as taxas obtidas de permeado do sistema de reator biológico aeróbio com membrana externa são apresentadas na Tabela 29 e 30.

Tabela 29 – Características físico-químicas do permeado.

Dia	Turbidez (UNT)	SDT (mg.L ⁻¹)	SDF (mg.L ⁻¹)	SDV (mg.L ⁻¹)	Cor (uC)	cloretos (mg.L ⁻¹)	dureza (mg.L ⁻¹)	Ca (mg.L ⁻¹)	condutividade (µs/cm)
0	0,357	260	190	70	30	90,1	36,0	22,0	682
2	0,412	250	200	50	28	86,1	32,0	18,0	689
7	0,512	270	180	90	20	93,1	40,0	32,0	648
9	0,311	140	80	60	32	71,1	42,0	28,0	544
11	0,520	200	140	60	47	62,1	36,0	24,0	528
14	0,129	150	100	50	32	58,1	32,0	18,0	517
16	0,156	190	140	50	28	68,1	36,0	22,0	586
17	0,248	230	170	60	30	64,1	38,0	24,0	612
20	0,302	180	120	60	32	71,1	40,0	26,0	783
24	0,312	190	110	80	30	72,1	36,0	22,0	692
31	0,231	240	130	110	28	81,1	38,0	20,0	572
34	0,356	210	130	80	34	88,1	42,0	28,0	612
36	0,320	110	90	20	34	81,1	48,0	26,0	658
38	0,314	140	100	40	36	70,1	40,0	26,0	598
41	0,301	190	140	50	34	73,1	36,0	18,0	672
48	0,334	120	90	30	28	76,1	40,0	20,0	640
50	0,402	240	180	60	30	78,1	46,0	28,0	684
52	0,356	210	160	50	28	74,1	38,0	22,0	674
62	0,344	290	220	70	30	82,1	40,0	20,0	724
64	0,358	240	170	70	34	83,1	48,0	32,0	688
69	0,238	150	110	40	36	80,1	36,0	26,0	702
77	0,300	190	160	30	28	84,1	38,0	22,0	644
82	0,366	220	150	70	28	76,1	46,0	28,0	654
84	0,312	180	130	50	32	74,1	42,0	26,0	700
91	0,434	240	170	70	32	81,1	40,0	26,0	688
93	0,286	190	150	40	30	85,1	44,0	28,0	732
Média	0,3	201	143	58	31	77,0	39,6	24,3	650,9
Desvio Padrão	0,1	47	36,6	19,8	4,6	8,7	4,3	4,0	64,6

Tabela 30 – Vazões e taxas de permeado durante a operação do sistema.

<i>Dia</i>	<i>Pent (KPa)</i>	<i>Psaída (KPa)</i>	ΔP (KPa)	<i>Qperm (L.h⁻¹)</i>	<i>Qconc (L.h⁻¹)</i>	<i>Rendimento (%)</i>	<i>Taxa de permeado (L.h⁻¹.m⁻²)</i>	<i>Taxa de permeado (L.h⁻¹.m⁻².KPa⁻¹)</i>	<i>Temperatura (°C)</i>
0	186,2	96,5	89,6	38,7	862	4,30	27,6	19,6x10 ⁻²	25
2	186,2	103,4	82,7	31,2	690	4,33	22,3	15,4 x10 ⁻²	26
7	179,3	103,4	75,8	25,2	679	3,58	18,0	12,7 x10 ⁻²	27
9	186,2	110,3	75,8	36,0	495	6,78	25,7	17,3 x10 ⁻²	26
11	186,2	89,6	96,5	31,8	450	6,60	22,7	16,5 x10 ⁻²	28
14	179,3	82,7	96,5	31,2	97	24,27	22,3	17,0 x10 ⁻²	27
16	186,2	89,6	96,5	36,0	88	29,00	25,7	18,6 x10 ⁻²	26
17	186,2	96,5	89,6	33,6	90	27,27	24,0	17,0 x10 ⁻²	29
20	172,4	82,7	89,6	27,0	94	22,39	19,3	15,1 x10 ⁻²	27
24	172,4	82,7	89,6	35,4	89	28,53	25,3	19,8 x10 ⁻²	28
31	179,3	89,6	89,6	24,6	92	21,15	17,6	13,1 x10 ⁻²	27
34	172,4	82,7	89,6	34,8	87	28,48	24,9	19,5 x10 ⁻²	29
36	179,3	82,7	96,5	31,2	89	26,03	22,3	17,0 x10 ⁻²	28
38	172,4	82,7	89,6	35,4	88	28,66	25,3	19,8 x10 ⁻²	29
41	172,4	89,6	82,7	30,6	89	25,66	21,9	16,7 x10 ⁻²	30
48	179,3	89,6	89,6	36,0	91	28,46	25,7	19,1 x10 ⁻²	28
50	172,4	82,7	89,6	31,8	89	26,40	22,7	17,8 x10 ⁻²	29
52	179,3	89,6	89,6	25,8	87	22,79	18,4	13,7 x10 ⁻²	28
62	179,3	89,6	89,6	34,2	89	27,71	24,4	18,2 x10 ⁻²	28

Continuação da Tabela 30 - Vazões e taxas de permeado durante a operação do sistema.

<i>Dia</i>	<i>Pent (KPa)</i>	<i>Psáida (KPa)</i>	<i>ΔP (KPa)</i>	<i>Qperm (L.h⁻¹)</i>	<i>Qconc (L.h⁻¹)</i>	<i>Rendimento (%)</i>	<i>Taxa de permeado (L.h⁻¹.m⁻²)</i>	<i>Taxa de permeado (L.h⁻¹.m⁻².KPa⁻¹)</i>	<i>Temperatura (°C)</i>
64	172,4	82,7	89,6	28,2	86	24,65	20,1	15,8 x10 ⁻²	29
69	172,4	82,7	89,6	35,4	89	28,53	25,3	19,8 x10 ⁻²	28
77	172,4	82,7	89,6	34,8	89	28,18	24,9	19,5 x10 ⁻²	29
82	186,2	82,7	103,4	34,2	90	27,58	24,4	18,2 x10 ⁻²	29
84	179,3	82,7	96,5	28,2	89	24,13	20,1	15,4 x10 ⁻²	30
91	179,3	82,7	96,5	34,2	90	27,58	24,4	18,6 x10 ⁻²	28
93	172,4	82,7	89,6	28,8	84	25,43	20,6	16,1 x10 ⁻²	29
Média	178,5	88,3	90,2	32	194	22	22,9	17 x10⁻²	28
Desvio Padrão	5,5	7,7	6,0	3,8	224,8	8,6	2,7	2,1 x10⁻²	1,3

Pode-se observar um rendimento menor que 10 por cento até o décimo primeiro dia de operação. Após este dia foi retornado uma parte do concentrado, que era direcionado para o reator biológico, para a entrada do módulo de membranas. Assim, o rendimento global médio da membrana aumentou para aproximadamente 26,4 por cento com desvio padrão de $\pm 1,8$. Este rendimento, ainda, pode ser considerado baixo para sistemas de membrana (rendimento ideal maior que 70 por cento). Este baixo rendimento pode estar relacionado com a formação da camada de polarização devido a baixa velocidade do fluido no sistema de separação por membranas.

A variação da taxa de permeado em relação aos sólidos suspensos pode ser observada na Figura 55.

Figura 55 – Variação de sólidos suspensos totais em relação à taxa de permeado do sistema.

Pode-se observar a variação independente da variável taxa de permeado em relação a concentração de sólidos suspensos na entrada do sistema de membranas. A variação da taxa de permeado com turbidez do permeado do sistema de membranas pode ser observado na Figura 56.

Figura 56 – Variação da taxa e da turbidez de permeado.

5.5 Sistema de lodos ativados com membrana interna

O sistema de membrana interna a ser utilizada será o modelo da Trisep Spirasep 500 com área de membrana de aproximadamente 14,4 m², com operação a vácuo do permeado e contralavagem.

Este sistema de membrana possui como vantagem em relação aos sistemas de membranas de fibras ocas uma grande área de membrana por volume no módulo.

5.5.1 Ensaio com membrana interna para otimização da vazão com inserção de ar.

Foi realizado ensaio da membrana interna variando-se as vazões de ar e de pressão de sucção segundo a Figura 57.

Figura 57 – Ensaio de otimização da vazão com água e inserção de ar.

No ensaio de fluxo de permeado associado a vazão de ar inserida no módulo da membrana submersa tipo espiral, pode-se notar uma diminuição do fluxo de permeado de aproximadamente 14,7%. Observa-se que, mesmo para valores de vazão de ar elevados, a variação do fluxo de ar de 50 a 200 L/min tendeu a valores de fluxo de permeado similares.

A água utilizada foi originada de tratamento da Sabesp (Companhia de Saneamento do Estado de São Paulo) com as características físicas da Tabela 31.

Tabela 31 – Características físicas da água utilizada para partida de membrana interna em espiral

Variável	Tipo de água	
	Água tratada para ensaio	Água permeada da membrana
Temperatura média (°C)	26	26
Densidade (g/cm ³)	0,9939	0,9935
Sólidos Dissolvidos Totais (mg.L ⁻¹)	94	91

Para o cálculo da resistência da membrana foi verificada a variação da vazão associada à pressão de sucção no ensaio sem inserção de ar. A partir dos valores de vazão por pressão, obteve-se a seguinte equação $y = 1,3835x + 3,42$; por

regressão linear. Os valores de X associados a pressão e os valores de Y a vazão. O valor de r^2 foi de 0,9938.

Assim, pode-se adotar para o cálculo da resistência da membrana uma taxa média de vazão por unidade de pressão igual a $1,466 \text{ L.h}^{-1}.\text{Kpa}^{-1}$ com desvio padrão de $0,04 \text{ L.h}^{-1}.\text{Kpa}^{-1}$. Para a viscosidade dinâmica, adotou-se o valor de $0,9939 \times 10^{-3} \text{ Kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$.

$$J_p = \frac{1}{\mu \times R_m} \times \Delta P$$

$$R_m = \frac{1}{\mu \times J_p} \times \Delta P = \frac{0,45 \times 10^5 \left(\frac{\text{Kg}}{\text{s}^2.\text{m}}\right) \times 3.600 \left(\frac{\text{s}}{\text{h}}\right) \times 10^3 \left(\frac{\text{L}}{\text{m}^3}\right)}{0,9939 \times 10^{-3} \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m.s}}\right) \times 4,56 \left(\frac{\text{L}}{\text{m}^2.\text{h}}\right)}$$

$$R_m = 3,57 \times 10^{14} \text{ m}^{-1}$$

Valor coerente com o calculado para sistema de separação por membrana tubular de $2,51 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$ por ser este sistema de separação por membrana do tipo espiral, que possui uma impedância maior a passagem de fluido.

O aumento de resistência provocado pela inserção de ar na faixa de 50 a 150 L.min^{-1} foi de $9,03 \times 10^{13} \text{ m}^{-1}$, perfazendo uma resistência total de aproximadamente $4,48 \times 10^{14} \text{ m}^{-1}$.

5.5.2 Uso de membrana interna para tratamento de efluente de UASB

A operação da membrana interna foi realizada por meio de sucção com bomba pneumática, sendo realizada várias tentativas de sucção com bomba centrífuga. Porém, a vazão de permeado era relativamente pequena para permitir a utilização de bombas centrífugas.

Os resultados obtidos para o sistema de membrana interna após UASB foram:

a) Em relação ao nitrogênio, observou-se que a nitrificação foi relativamente pequena, em média de $1,7 \pm 0,2 \text{ mg.L}^{-1}$, podendo ser desprezada. A concentração média de nitrogênio amoniacal no permeado que é de aproximadamente 42 mg.L^{-1} . Este fato corrobora para conclusão de que o sistema biológico teve problemas quanto ao crescimento e adaptação da biomassa.

b) Em relação aos outros parâmetros observados, os mesmos são apresentados na Tabela 44 – em anexo G. O sistema possui uma eficiência de remoção de sólidos suspensos de aproximadamente 100 por cento.

A eficiência de remoção de DQO foi em média de 95 por cento, com valores médios no permeado de aproximadamente 20 mg.L^{-1} e desvio padrão de ± 7 (vide Figura 58).

Figura 58 – Variação de DQO no sistema de tratamento de reator com membrana interna.

A eficiência de remoção de fósforo total foi em média de 25,2 por cento, com valores médios no permeado de aproximadamente $4,9 \text{ mg.L}^{-1}$ e desvio padrão de $\pm 1,8$ (vide Figura 59). A baixa remoção de fósforo pode ser explicada pela utilização do sistema após um processo de tratamento anaeróbico, ocorrendo dificuldades de assimilação no processo biológico.

O sistema operou com eficiências de remoção das variáveis sólidos suspensos e DQO relativamente altas.

Figura 59 – Variação de Fósforo no sistema de reator com membrana interna.

c) Em relação aos sólidos suspensos no reator biológico, foi iniciado o processo com lodo proveniente da ETE de Jequitiba. Porém, observou-se que as concentrações de sólidos suspensos totais permaneceram entre 1.000 e 1.500 mg.L^{-1} no reator.

Assim, deve-se considerar que alguns fatores foram determinantes para a manutenção da concentração baixa de sólidos no sistema, dentre as quais pode-se destacar: a baixa relação carbono:nitrogênio:fósforo do esgoto afluente (em torno de 20:6:1); a baixa relação alimento/microrganismo (em torno de 0,04 $\text{kgDQO.d}^{-1}.\text{Kg SSV}^{-1}$) e idade do lodo elevada (próxima do tempo de operação do sistema).

d) Em relação às taxas de produção de permeado, deve-se observar que a utilização de uma bomba de diafragma opera por pulsos, ou seja, a vazão teórica potencial seria aproximadamente o dobro caso fosse utilizada uma bomba centrífuga.

Porém, foram realizadas duas tentativas com bomba centrífuga para partida do sistema com água, ambas incorreram na ausência de fluido no tanque de permeado, mesmo sendo realizada a escorva adequada do sistema com inserção de água da rede de abastecimento no início da operação.

Deve-se atentar, ainda, para a existência de um pré-filtro que causa um aumento da perda de carga na passagem do fluido e contribui para uma minoração nos valores das taxas de produção de permeado obtidas.

e) Foram realizadas caracterizações físico-químicas do permeado. Estas são apresentadas na Tabela 32.

Tabela 32 – Característica físico-química e vazão do permeado produzido pelo sistema

dia	pH	Turbidez (NTU)	cloretos (mg.L ⁻¹)	dureza (mg.L ⁻¹)	Ca (mg.L ⁻¹)	alcalinidade (mg.L ⁻¹)	condutividade (µs/cm)	Cor (uC)	Nitrato (mg.L ⁻¹)	Pressão (KPa)	Vazão (L/h)	Taxa de permeado (L.h.m ⁻²)	Temperatura (oC)
0	7,20	0,59	60,1	42	28	302	567	42	1,78	82	48,2	34,4	24,0
2	7,60	0,129	54,1	44	24	416	589	19	1,24	80	32,5	23,2	23,0
5	6,22	0,142	52,1	40	20	360	602	24	1,38	82	22,2	15,9	22,0
7	7,00	0,197	48,1	46	28	422	649	17	0,8	82	23,0	16,4	23,0
9	7,60	0,157	51,1	36	24	380	614	22	1,62	80	20,4	14,6	21,0
12	7,30	0,174	56,1	38	28	430	586	21	1,43	82	20,1	14,3	21,0
13	6,82	0,203	54,1	42	26	460	640	26	1,64	85	21,1	15,1	23,0
15	6,78	0,185	55,1	40	26	376	632	24	1,58	85	20,8	14,8	22,0
18	7,36	0,145	56,1	36	26	370	624	18	1,74	85	21,0	15,0	23,0
20	6,72	0,193	50,1	44	24	394	654	22	1,68	80	21,1	15,1	23,0
25	6,78	0,191	54,1	36	24	170	566	22	1,8	80	21,8	15,6	24,0
27	6,72	0,174	49,1	40	22	256	544	28	1,74	80	21,6	15,4	22,0
32	6,81	0,135	48,1	40	24	192	467	21	1,78	85	21,0	15,0	22,0
34	6,88	0,147	50,1	40	22	278	546	28	1,84	82	21,8	15,6	24,0
39	6,8	0,127	51,1	38	18	280	568	32	1,78	80	21,3	15,2	23,0
43	6,91	0,135	53,1	38	20	296	586	24	1,92	80	21,6	15,4	22,0
48	6,97	0,183	48,1	40	24	328	524	24	1,83	80	21,2	15,2	22,0

Continuação da Tabela 32 – Característica físico-química e vazão do permeado produzido pelo sistema

dia	pH	Turbidez (UNT)	cloretos (mg.L ⁻¹)	dureza (mg.L ⁻¹)	Ca (mg.L ⁻¹)	alcalinidade (mg.L ⁻¹)	condutividade (µs/cm)	Cor (uC)	Nitrato (mg.L ⁻¹)	Pressão (KPa)	Vazão (L/h)	Taxa de permeado (L.h.m ⁻²)	Temperatura (°C)
50	6,82	0,207	48,1	44	26	336	602	28	1,78	80	21,0	15,0	21,0
55	6,96	0,173	54,1	40	22	364	608	28	1,8	82	20,4	14,6	21,0
57	6,68	0,159	50,1	38	22	382	584	32	1,78	80	21,1	15,1	24,0
62	6,84	0,185	53,1	42	24	374	528	24	1,63	80	20,8	14,8	24,0
64	6,84	0,137	52,1	40	24	366	530	20	1,59	80	20,6	14,7	23,0
69	6,82	0,149	50,1	46	28	324	634	22	1,89	80	21,1	15,1	24,0
71	6,80	0,169	51,1	38	22	396	592	24	1,65	80	20,6	14,7	22,0
75	6,86	0,133	48,1	42	26	356	580	24	1,94	80	20,4	14,6	21,0
77	6,76	0,201	48,1	40	24	0	467	21	1,78	85	21,0	15,0	22,0
Média	6,9	0,2	51,7	40,4	24	331	580,1	25	1,7	81,4	22,6	16,1	22,5
Desvio Padrão	0,3	0,1	3,1	2,8	2	96,4	49,6	5	0,2	1,9	5,7	4,1	1,1

5.5.2.1 Uso de membrana interna associado a coagulantes para tratamento de efluente de UASB

Foram realizados ensaios visando determinar a remoção de fósforo no sistema de membrana submersa. Também foram realizados ensaios de “jar test” com efluente secundário de lodos ativados visando observar faixas de concentração de coagulante, bem como a necessidade de uso de outros auxiliares de floculação.

Ensaio de “jar test”

Foram realizados ensaios físico-químicos em “jar test”.

Os ensaios utilizaram efluente de Lodos Ativados com dois tipos de coagulantes (cloreto férrico e sulfato de alumínio) com adição de polímero catiônico. Foram obtidas as curvas das Figuras 60 a 67.

Figura 60 - Eficiência na remoção de Turbidez (%) em “jar test” utilizando como coagulante sulfato de alumínio

A dosagem ótima de sulfato de alumínio para remoção de turbidez foi de 80mg.L⁻¹. A faixa de dosagem que apresentou melhor eficiência foi de 60 a 120 mg.L⁻¹.

Figura 61 - Eficiência na remoção de Cor aparente (%) em “jar test” utilizando como coagulante sulfato de alumínio

Para a variável cor aparente, as dosagens ótimas referentes ao sulfato de alumínio foram equivalentes tanto para turbidez quanto para cor aparente.

Figura 62 – Eficiência na remoção de Turbidez (%) em “jar test” utilizando como coagulante sulfato de alumínio na concentração de 80 mg.L⁻¹ e polímero catiônico

Para velocidades de sedimentação menores que 1 cm.min^{-1} , a variação da dosagem de polímero catiônico apresenta pouca diferença de remoção. Para a faixa de taxa de aplicação de $1,0$ a $2,0 \text{ cm.min}^{-1}$, a dosagem de $1,0 \text{ mg.L}^{-1}$ apresenta-se como dosagem ótima. Acima da taxa de aplicação de $2,0 \text{ cm.min}^{-1}$ ocorre uma relação inversa da concentração de polímero com a eficiência de remoção de turbidez.

Figura 63– Eficiência na remoção de Cor Aparente (%) em “*jar test*” utilizando como coagulante sulfato de alumínio na concentração de 80 mg.L^{-1} e polímero catiônico

A dosagem ótima de polímero catiônico para remoção de cor aparente foi de $0,6$ e $1,0 \text{ mg.L}^{-1}$ para taxas de aplicação menores que $1,0 \text{ cm.min}^{-1}$. Para a faixa de taxa de aplicação de $1,0$ a $2,0 \text{ cm.min}^{-1}$, a dosagem de $1,0 \text{ mg.L}^{-1}$ apresenta-se como dosagem ótima. Acima da taxa de aplicação de $2,0 \text{ cm.min}^{-1}$ as curvas de eficiência apresentaram valores de eficiência de remoção próximos, na faixa de 89 a 91% .

Figura 64 - Eficiência na remoção de Turbidez (%) em “jar test” utilizando como coagulante Cloreto Férrico

A faixa de dosagem ótima de cloreto férrico para remoção de turbidez foi de 60 a 100 mg.L⁻¹. A dosagem ótima foi de 100 mg.L⁻¹.

Figura 65 – Eficiência na remoção de Cor aparente (%) em “jar test” utilizando como coagulante Cloreto Férrico

A faixa de dosagem ótima de cloreto férrico para remoção de cor aparente foi de 60 a 100 mg.L⁻¹. A dosagem ótima foi de 100 mg.L⁻¹. Idêntica às dosagens de remoção de turbidez.

Figura 66 - Eficiência na remoção de Turbidez (%) em “jar test” utilizando como coagulante Cloreto Férrico na concentração de 60 mg.L⁻¹ e polímero catiônico

Para taxas de aplicação menores que 2,0 cm.min⁻¹, a faixa de dosagem ótima de polímero catiônico foi de 0,8 a 1,2 mg.L⁻¹. Acima da taxa de aplicação de 2,0 cm.min⁻¹, a faixa de dosagem ótima de polímero catiônico foi de 1,0 a 1,2 mg.L⁻¹. Foi adotado o valor de concentração de 60 mg.L⁻¹ de cloreto férrico para ensaios com adição de polímero catiônico por apresentar-se no limite inferior da faixa ótima de remoção de turbidez e cor aparente.

Figura 67 - Eficiência na remoção de Cor Aparente (%) em “jar test” utilizando como coagulante Cloreto Férrico na concentração de 60 mg.L^{-1} e polímero catiônico

A faixa de dosagem ótima de polímero catiônico para remoção de cor aparente foi de $1,0$ a $1,2 \text{ mg.L}^{-1}$ para as taxas de aplicação utilizadas.

Uso de coagulantes no sistema de membrana interna

No sistema de membrana interna, foram adicionadas dosagens diferentes de cloreto férrico e sulfato de alumínio visando verificar a remoção de fósforo por via físico-química associado ao sistema submerso de membranas. Os Resultados podem ser observados na Tabela 33.

Tabela 33 – Remoção de fósforo solúvel em sistema de membrana submersa com auxílio de coagulantes

Variáveis	Cloreto férrico (mg.L ⁻¹)			Sulfato de alumínio (mg.L ⁻¹)			Cloreto férrico (80mg.L ⁻¹) + polímero catiônico (0,8mg.L ⁻¹)	Sulfato de alumínio (80mg.L ⁻¹) + polímero catiônico (0,8mg.L ⁻¹)
	40	60	80	40	60	80	80+0,8	80+0,8
Psolúvel (mg.L ⁻¹)	9,2	3,8	2,3	2,4	1,6	1,6	2,3	1,5
Eficiência de Remoção de Psolúvel (%)	5,2	30,9	73,9	67,1	79,0	76,8	47,8	78,9

Os valores de eficiência de remoção devem ser considerados com cautela devido a variação da concentração de entrada do afluente.

Pode ser observado que as concentrações ótimas para remoção de fósforo foram obtidas com concentrações de 80 mg.L⁻¹ de coagulante e que a adição de polímero na concentração de 0,8 mg.L⁻¹ teve pouco efeito em relação a remoção de fósforo solúvel.

5.6 Ensaio de Osmose Reversa

Foi realizado ensaio em sistema piloto de osmose reversa com permeado de reator biológico com membrana interna tratando esgoto bruto visando determinar a qualidade do efluente, bem como a taxa de permeado.

O sistema operou com as condições apresentadas na Tabela 34.

Tabela 34 – dados operacionais do sistema de osmose reversa

Tempo (min)	Pini (Kpa)	Pfinal (Kpa)	Qperm (L/h)	Qrec (L/h)	temperatura (°C)
0	764,9	666,9	3,78	142	20
5	755,1	657,0	3,84	158	20
10	745,3	657,0	3,84	173	20,5
15	764,9	666,9	3,90	183	21
20	764,9	666,9	3,90	187	21
25	774,7	676,7	4,08	186	21
30	764,9	666,9	4,08	186	21
Média	762,1	665,5	3,9	173,5	20,6
Desvio padrão	8,6	6,3	0,11	16	0,4

A caracterização físico-química do permeado do sistema de osmose reversa e as respectivas eficiências de remoção são apresentados nas Tabelas 35, 36 e 37.

Tabela 35 – Valores de concentração de variáveis obtidas após ensaio de osmose reversa.

Tipo de Efluente	Variáveis				
	NKT (mg.L⁻¹)	Ptotal (mg.L⁻¹)	DQO (mg.L⁻¹)	SST (mg.L⁻¹)	Turbidez (UNT)
Permeado de sistema de ultrafiltração	12,9	10,05	48	ND	0,342
Permeado de sistema de osmose reversa	4,5	ND	2	ND	0,122
Eficiência de remoção (%)	65,1	~100	95,8	—	64,3

NKT - Nitrogênio Kjeldahl Total; Ptotal - fósforo total; SST - sólidos suspensos totais; UNT - unidade nefelométrica de turbidez; ND - não detectável pelo método analítico

Tabela 36 – Valores de concentração de variáveis obtidas após ensaio de osmose reversa.

Tipo de Efluente	Variáveis						
	pH	cloretos (mg.L⁻¹)	dureza (mg.L⁻¹)	Ca (mg.L⁻¹)	alcalinidade (mg.L⁻¹)	condutividade (μs.cm⁻¹)	Cor (uC)
Permeado de sistema de ultrafiltração	6,72	66,1	44	22	110	563	12
Permeado de sistema de osmose reversa	6,62	6,0	ND	ND	44	26,3	ND
Eficiência de remoção (%)	—	90,9	~100	~100	60,0	95,3	~100

uC- unidades de cor; ND - não detectável pelo método analítico

Tabela 37 – Valores de concentração de variáveis obtidas após ensaio de osmose reversa.

Tipo de Efluente	Variáveis					
	Co (mg.L⁻¹)	Cu (mg.L⁻¹)	K (mg.L⁻¹)	Si (mg.L⁻¹)	Na (mg.L⁻¹)	Ba (mg.L⁻¹)
Permeado de sistema de ultrafiltração	<0,010	<0,010	8,91	3,75	15,31	<0,010
Permeado de sistema de osmose reversa	<0,010	<0,010	0,12	0,26	0,28	<0,010
Eficiência de remoção (%)	–	–	98,7	93,1	98,2	–

A ausência de sólidos suspensos do permeado produzido pelo sistema de lodos ativados com membrana interna e as características físico-químicas descritas nas tabelas anteriores implicam na possibilidade de associação de biorreatores com membranas de ultrafiltração com sistemas de separação de membranas de osmose reversa. Porém, para assegurar a utilização adequada de sistemas de osmose reversa, seria necessário determinar algum índice de depósito relativo ao permeado do sistema de biorreator com membrana.

5.7 Requisitos qualitativos para água utilizada em sistemas de resfriamento

Os requisitos qualitativos para água de resfriamento podem ser observados na Tabela 38.

Tabela 38 – Requisitos de qualidade de água.

Variáveis	*Águas com 5 ciclos de concentração (mg.L ⁻¹)	Água de Resfriamento	Geração de vapor			Lodos Ativados	Biorreator com membrana externa	Biorreator com membrana interna	Sistema de osmose reversa após biorreator com membrana
			Caldeira de baixa pressão (<10 ³ KPa)	Caldeira de média pressão (10 ³ – 5x10 ³ KPa)	Caldeira de alta pressão (<5x10 ³ KPa)				
Turbidez (UNT)	–	50	–	–	–	23±7	0,3±0,1	0,2±0,1	0,122
pH	–	6,9 a 9,0	7,0 a 10,0	8,2 a 10,0	8,2 a 9,0	6,28±1,29	7,3±0,4	6,9±0,3	6,62
Sílica (mg.L ⁻¹)	50	50	30	10	0,7	–	–	4,43	0,26
Cálcio (mg.L ⁻¹)	50	50	+	0,4	0,01	–	24,3±4	24±2	ND
Amônia (mg de NH ₃ – N.L ⁻¹)	1,0	1,0	0,1	0,1	0,1	22,9±13,7	22,3±20,7	>20	–
bicarbonato (mg.L ⁻¹)	24	24	170	120	48	–	–	–	–
Sulfato (mg SO ₄ ⁻ .L ⁻¹)	200	200	+	+	+	–	–	–	–
cloretos (mg de Cl ⁻ .L ⁻¹)	500	500	+	+	+	–	77±8,7	51,7±3,1	6,0
sólidos dissolvidos totais (mg.L ⁻¹)	500	500	700	500	200	–	201±47	–	–
dureza (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	650	650	350	1,0	0,07	–	39,6±4,3	40,4±2,8	ND
alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	350	350	350	100	40	98±83	262±167	331±96,4	44
Cu (mg.L ⁻¹)	–	–	0,5	0,05	0,05	–	–	<0,010	<0,010
DQO (mg.L ⁻¹)	75	75	5,0	5,0	1,0	34±17	6,8±2,3	20±7	2 (limite de detecção)
sólidos suspensos totais (mg.L ⁻¹)	100	100	10,0	5,0	0,5	39±27	ND	ND	ND
Fósforo (mg de P.L ⁻¹)	1,0	4,0	–	–	–	1,76±0,64	–	4,9±1,8	ND

Fonte: *WPCF (1989); CROOK Requisitos de qualidade para água de make-up com cinco ciclos de concentração. A aplicabilidade de algumas variáveis deve ser avaliada com base nos materiais de construção utilizados, dos tratamentos químicos internos aplicados e do aumento dos contaminantes no sistema de resfriamento industrial.

⁺ aceito, caso as outras variáveis estejam abaixo do limite de concentração.

5.8 Análise geral dos sistemas de tratamento para reúso de água

Neste item serão discutidos os resultados dos tratamentos estudados relativos as variáveis associadas ao reúso de água.

Os sistemas de tratamento com membranas, quanto a variável pH, apresentaram valores médios entre 6 e 7,5 (vide Figura 68). O pH do esgoto bruto variou próximo do valor neutro (em torno de pH 7), com concentração de alcalinidade insuficiente para manutenção do pH em processos de nitrificação elevada ou completa do nitrogênio amoniacal e orgânico. Este fato pode ser observado para o pH do efluente de lodos ativados que em alguns momentos atingiu valores menores do que a faixa de controle para água de reúso em sistemas de resfriamento industrial e dos preconizados para sistemas biológicos.

* Fonte de valores de pH de BRMs – WEF (2006); XING *et al* (2000); MESSALEM *et al* (2001).

Figura 68 – gráfico dos valores de pH de esgoto bruto e efluentes dos sistemas de tratamento.

Os sistemas de biorreatores com membranas estudados permaneceram na faixa de controle devido a correção da alcalinidade com solução de bicarbonato de sódio. Ou

seja, em sistemas biológicos aeróbios associados com sistemas de separação por membranas, deve haver um controle da alcalinidade e pH visando permitir a ocorrência do processo bioquímico de nitrificação.

A variável sólidos suspensos totais para o permeado dos sistemas de biorreatores com membrana estudados (vide Figura 69) apresentou valores não detectáveis ($<1 \text{ mg.L}^{-1}$), já que as membranas possuíam porosidade média de $0,045 \mu\text{m}$. Isto está de acordo com o valores apresentados para BRMs (WEF, 2006; XING *et al*, 2000; MESSALEM *et al*, 2001).

Figura 69 – Sólidos suspensos totais do esgoto bruto e dos efluentes dos sistemas de tratamento.

Para sistemas de resfriamento, um limite de concentração de 100 mg.L^{-1} é exigido como característica de qualidade de água para reúso. Assim, mesmo o sistema de Lodos Ativados atende a faixa de controle. Porém, os sistemas biológicos associados com membrana possuem uma confiabilidade maior devido a sua função

de barreira, causando um impedimento a passagem de sólidos maiores que o seu corte.

Quanto à turbidez, os resultados podem ser observados na Figura 70. O limite de concentração para sistemas de resfriamento é de 50 UNT, ou seja, os sistemas de biorreatores com membrana estudados apresentaram permeados com concentração abaixo de 0,5 UNT durante todo o processo.

* Fonte de valores de Turbidez de BRMs – WEF (2006); XING *et al* (2000); MESSALEM *et al* (2001); TAZI-PAIN *et al* (2002).

Figura 70 – Valores de Turbidez para permeado dos sistemas de BRM e osmose reversa.

Os resultados apresentados permitem, em relação a turbidez, o uso do permeado para sistemas mais restritivos, tais como sistemas de geração de vapor.

Pode-se notar, que o sistema de lodos ativados com membrana interna apresentou resultados melhores para turbidez do que o sistema de lodos ativados com membrana externa, bem como o permeado após o processo de osmose reversa apresentou turbidez menor que os outros sistemas de ultrafiltração.

Quanto a variável DQO, pode-se observar na Figura 71 que a concentração limite é de 75 mg.L^{-1} para reúso de água em sistemas de resfriamento, ou seja, todos os sistemas estudados estão dentro da faixa de controle.

* Fonte de valores de DQO de BRMs – CHANG & JUDD (2002); XING *et al* (2000); TAZI-PAIN *et al* (2002).

Figura 71 – Valores de Turbidez para permeado dos sistemas de BRM e osmose reversa.

Pode-se observar que para o sistema de lodos ativados com membrana externa, os valores de DQO são menores que os apresentados para sistemas de BRM interna, demonstrando que a biomassa formada no sistema BRM que recebia esgoto primário permitiu a remoção carbonácea do esgoto, já no sistema que recebia esgoto tratado por processo anaeróbico a formação da biomassa ocorreu com limitações devido aos fatores: C:N:P na proporção de 20:6:1, relação alimento/microrganismo em torno de $0,04 \text{ kgDQO.d}^{-1}.\text{Kg SSV}^{-1}$, idade do lodo elevada e baixa concentração de sólidos suspensos voláteis no reator (conforme descrito em 5.5.2).

Quanto à taxa de produção de permeado, de acordo com a Figura 72, pode-se observar valores de fluxo de permeado por área de membrana abaixo dos valores de literatura para o sistema com membrana externa, enquanto o sistema com membrana interna tende a atender a faixa de vazões médias de membranas internas de fibra oca e tipo placa.

* Fonte de valores de taxa de produção de permeado de BRMs – VIANA (2004) WEF (2006); CHEN *et al* (2007); CHAPMAN (2007); VIDAL (2006).

Figura 72– Valores de fluxo de permeado para sistemas BRM.

Porém, apesar dos valores do sistema de BRM com membrana externa apresentar valores mais baixos do que o levantado na literatura, deve-se considerar que a maior parte dos valores comparativos provém de VIDAL (2006), o qual operou sistemas por períodos curtos de tempo.

Assim, apesar dos valores de fluxo por área poderem ser considerados baixos para sistemas de separação por membranas não associados à BRMs e, em geral, tratando fluidos com características físico-químicas e biológicas menos restritivas;

pode-se considerar que os valores de fluxo obtidos encontram-se na faixa atendida pela literatura em centros de pesquisa e, mesmo, em sistemas em operação.

De maneira geral, os sistemas de biorreatores com membrana atendem a requisitos de água de resfriamento com exceção da concentração de nutrientes. Ou seja, deve-se promover remoção da matéria nitrogenada do sistema por desnitrificação em processos biológicos avançados associados a sistema de separação por membranas. Quanto ao fósforo, observaram-se valores de remoção (próximos de 70%) quando utilizava sulfato de alumínio em concentrações próximas de 80mg.L^{-1} . O permeado do sistema de osmose reversa atende aos requisitos de todos os tipos de uso, com exceção do pH e da alcalinidade. Em relação ao pH, pode-se corrigi-lo com a adição de alcalinizantes e/ou ácidos. Quanto à alcalinidade, os valores encontram-se próximos (diferença de 10%). Desta forma, o permeado de osmose reversa associado a sistema de biorreator com membrana possui potencial de uso em sistemas industriais, especificamente para água de resfriamento e/ou geração de vapor.

5.9 Limitações encontradas durante a fase de execução

Foram observados os seguintes fatores limitantes durante a execução do projeto:

- ❖ Entupimentos periódicos na elevatória, no sistema de tratamento preliminar e em caixas de passagem devido a concentração elevada de substâncias solúveis em hexano (figura 73).

Figura 73 – Entrada do sistema de tratamento preliminar e limpeza da caixa de areia com presença de elevadas concentrações de substâncias solúveis em hexano.

- ❖ Entupimentos em sistemas de bombeamento devido a presença de estopa no sistema de esgotamento (Figura 74).

Figura 74 – presença de estopa em sistema de bombeamento e em válvula de retenção.

- ❖ Quebras de equipamentos operacionais no sistema de tratamento e no Laboratório de Saneamento da Escola Politécnica de São Paulo.

6. CONCLUSÕES

Os sistemas de tratamento integrados de lodos ativados associados a sistemas de separação por membranas estudados neste trabalho apresentaram as seguintes conclusões gerais:

- os sistemas de separação por membranas associados a reatores biológicos apresentaram eficiência de remoção de cem por cento para a variável sólidos suspensos totais;
- a variável pH para os sistemas estudados apresentou faixa de valores entre 6,5 e 7,5, ou seja, apresenta valores próximos do pH neutro;
- os valores de turbidez do permeado dos sistemas foram menores que 0,5 UNT. Estes valores são menores do que os observados com efluente de lodos ativados em ensaios de *“jar test”* utilizando sulfato de alumínio e cloreto férrico como coagulantes;
- quanto a substâncias químicas na forma solúvel, tais como nitrogênio (forma amoniacal, orgânica e nitrato) e fósforo, os sistemas de separação por membranas de ultrafiltração apresentaram pouca ou nenhuma eficiência de remoção. Assim, a remoção destas substâncias deve ser realizada por processos de tratamento biológicos avançados ou físico-químicos.
- Quanto a colmatação, foram observados problemas em ambas as membranas utilizadas pela baixa produção de permeado e pela necessidade de limpeza química constante da membrana tubular externa e perda de produção devido a grande frequência de retrolavagem necessária na membrana em espiral interna;

O sistema integrado de lodos ativados associados ao sistema de separação por membranas externo estudado neste trabalho apresentou as seguintes conclusões:

- as taxas médias de produção de permeado foram de $22,9 \pm 2,7 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ e $17 \times 10^{-2} \pm 2,7 \times 10^{-2} \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{KPa}^{-1}$. Estes valores podem ser considerados relativamente pequenos se comparados com valores obtidos por outros sistemas similares operando em batelada, podendo estar associados a incidência valores de velocidade menores que 1 m.s^{-1} nas membranas tubulares;
- o processo de nitrificação ocorreu quase que na sua totalidade, convertendo o nitrogênio na forma amoniacal em nitrato. A faixa de concentração de nitrato no permeado foi de 40 a 50 mg.L^{-1} no final do período de operação.
- o reator biológico de lodos ativados operou com as seguintes variáveis médias: relação alimento/microrganismo igual a $0,2 \pm 0,07 \text{ Kg de DQO. Kg}^{-1} \text{ de SSVTA.d}^{-1}$ e tempo de detenção hidráulico de $15,8 \pm 2,0$ horas. Estas variáveis caracterizam o sistema biológico de lodos ativados do tipo aeração prolongada;
- a turbidez média do permeado foi de $0,3 \pm 0,1 \text{ UNT}$ com ausência de sólidos suspensos;
- a cor aparente média do permeado foi de $31,2 \pm 4,6 \text{ mgPtCo.L}^{-1}$, a cocentração média dos sólidos dissolvidos totais de $201 \pm 47 \text{ mg.L}^{-1}$ com fração de sólidos fixos equivalente a aproximadamente 71 por cento. Este fato é propício para o reúso de água em sistemas que necessitam de controle biológico.
- a concentração média de cloretos foi de $77 \pm 8,7 \text{ mg.L}^{-1}$, de dureza $39,6 \pm 4,3 \text{ mg.L}^{-1}$ e de cálcio $24,3 \pm 4,0 \text{ mg.L}^{-1}$;
- a condutividade média observada foi de $650,9 \pm 64,6 \text{ }\mu\text{s.cm}^{-1}$;
- a resistência da membrana foi de $2,51 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$.

O sistema integrado de lodos ativados associados ao sistema de separação por membrana interna após UASB estudado neste trabalho apresentou as seguintes conclusões:

- a inserção de ar no módulo de membrana em espiral diminuiu o fluxo de permeado em aproximadamente 14,7% em ensaio realizado com água tratada da SABESP;
- observou-se a ausência de nitrificação devido a relação C:N:P não ser ideal para sistema de lodos ativados após tratamento anaeróbio, ocasionando um baixo crescimento biológico relacionado aos sólidos suspensos no tanque de aeração;
- O sistema de membrana interna após UASB, apresentou taxas médias de produção de permeado de $16,1 \pm 4,1 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$, que pode ser considerado similar a outros sistemas de biorreatores com membrana interna. Deve ser considerado o uso de bomba de diafragma, pré-filtro no módulo do sistema e contra lavagem sem uso de nenhum produto de desinfecção;
- a turbidez média do permeado foi de $0,2 \pm 0,1 \text{ UNT}$ com ausência de sólidos suspensos;
- a cor aparente média do permeado foi de $25 \pm 5 \text{ mgPtCo.L}^{-1}$;
- a concentração média de cloretos foi de $51,7 \pm 3,1 \text{ mg.L}^{-1}$, de dureza $40,4 \pm 2,8 \text{ mg.L}^{-1}$ e de cálcio $24 \pm 2 \text{ mg.L}^{-1}$;
- a condutividade média observada foi de $580,1 \pm 49,6 \mu\text{S.cm}^{-1}$;
- a resistência da membrana submersa em espiral foi de $3,57 \times 10^{14} \text{ m}^{-1}$;
- as maiores eficiências de remoção de fósforo solúvel obtidos no sistema com a adição de coagulantes foram: - 73,9% de remoção com a adição de 80 mg.L^{-1} de cloreto férrico, - 79% e 76,8% de remoção com a adição de 60 e 80 mg.L^{-1} de sulfato de alumínio e 78,9% de remoção com a adição de 80 mg.L^{-1} de sulfato de alumínio com $0,8 \text{ mg.L}^{-1}$ de polímero catiônico;

-
- os menores valores absolutos de fósforo solúvel obtidos com adição de coagulantes foram: $1,6 \text{ mg.L}^{-1}$ com a adição de 60 e 80 mg.L^{-1} de sulfato de alumínio e $1,5 \text{ mg.L}^{-1}$ com a adição de 80 mg.L^{-1} de sulfato de alumínio com $0,8 \text{ mg.L}^{-1}$ de polímero catiônico.

7. RECOMENDAÇÕES

De acordo com os estudos apresentados, recomenda-se como pesquisas complementares a este trabalho:

- estudo de sistemas piloto de sistemas biológicos integrados com membranas seguidos de sistemas piloto de resfriamento visando determinar requisitos de qualidade de água para reúso em sistemas de resfriamento;
- estudos visando viabilizar a fabricação de membranas no Brasil;
- estudos com sistemas de separação por membranas associados a sistemas biológicos visando dar continuidade a linha de pesquisa iniciada neste trabalho.

8 – REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALEM SOBRINHO, P; KATO, M. T. (1999). Análise Crítica do uso do Processo Anaeróbio para o Tratamento de Esgotos Sanitários. In: CAMPOS, J.R. (coordenador). Tratamento de esgotos sanitários por processos anaeróbios e disposição controlada no solo. Rio de Janeiro, ABES. p. 301 - 20.
- ARCEIVALA, S. J. (1981) - Wastewater Treatment and Disposal; Marcel Dekker Inc..
- APHA - AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (2001). *Standard methods for examination of water and wastewater*. 20th edictal.
- APTEL, P. & BUCKLEY, C. A. (1996). Categories of membrane operations. In: *Water Treatment Membrane Process*. American Water Works Association. McGraw-Hill, chapter 2, 24 p..
- BLUM, J. R. C. (2003). *Critérios e padrões de qualidade da água*. In. Reúso de Água. MANCUSO, P. C. S. & SANTOS, H. F.. Manole Ltda, p. 125 - 174.
- CHANG I-S, JUDD, S. J. (2002). Air sparging of a submerged MBR for a municipal water treatment. *Process Biochemistry* 37, p. 915 - 920.
- CHANG I-S, LEE C-H (1998). Membrane filtration characteristics in membrane-coupled activated sludge system—the effect of physiological states of activated sludge on membrane fouling. *Desalination* 120: p.21-33.
- CHERNICHARO, C. A. L. (2001). Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios - Coletânea de Artigos Técnicos - aspectos metodológicos. PROSAB.
- CICEK, N.; FRANCO, J. P.; SUIDAN, M. T.; URBAIN, V. (1998). Using a membrane bioreactor to reclaim wastewater. *AWWA Journal*. Vol. 90, n. 11, p. 105 - 113.
- CONFERÊNCIA DAS NAÇÕES UNIDAS SOBRE O MEIO AMBIENTE E DESENVOLVIMENTO (1992). *Agenda 21*. Rio de Janeiro. IPARDES, 2001, 260 p..
- COSTANZI, R. N. (2000). *Estudo de tratamento físico-químicos - flotação por ar dissolvido, sedimentação, microfiltração e ozonização - do efluente de uma fábrica de papel para imprimir visando o reúso de água*. Dissertação. Escola de Engenharia de São Carlos. 268p..
- CORNELISSEN, E.R.; JANSEB, W.; KONING, J. (2002). Wastewater treatment with the internal MEMBIOR. *Desalination* 146:

p.463-466.

- CROOK, J. (1990) water reclamation and reuse. In: Pontius, F. W. (ed) *Water quality and treatment -a handbook of community water supplies*. 4ed. New York, McGraw-Hill.
- DAVIES, W. J.; LE, M. S.; HEATH, C. R. (1998). Intensified activated sludge process with submerged membrane microfiltration. *Water Science Technology*. vol. 38, n. 4 - 5, p. 421 - 428.
- DPPEA - Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (2004) *Water efficiency - Water management options: Cooling and Heating*. publication by the North Carolina Department of Environment and Natural Resources. <http://www.p2pays.org/ref/04/03101.pdf>
- ELIXA (2004). *Ster-O-Tap Dual Stage Water Filters: Membrane Technology*. <http://www.elixa.com/index.html>
- FANE, A. & CHANG, S. (2002). *Membrane Bioreactors: Design & Operational Options*. Feature article. www.fitsep.com
- FURTADO, M. R. (1999). Tratamento de água - captação dispora corrida tecnológica. *Química & Derivados*. p. 8 - 22, dez/jan.
- HESPANHOL, I. (2002). *Potencial de Reúso de Água no Brasil - Agricultura, Indústria, Municípios, Recarga de Aquíferos*. *Revista Brasileira de Recursos Hídricos*. Vol. 7, nº 4, out/dez, p. 75-95.
- HESPANHOL, I. (1997). Esgotos como Recurso Hídrico: Dimensões políticas, institucionais, legais, econômico-financeiras e sócio-culturais. *Engenharia - Revista do Instituto de Engenharia*, nº 523, p. 45-58.
- HONG, S.P.; BAE, T.H.; TAK, T.M.; HONGB, S.; RANDALLB, A. (2002). Fouling control in activated sludge submerged hollow fiber membrane bioreactors. *Desalination* 143: p. 219-228.
- JUDD, S (2002). *Submerged Membrane Bioreactors: Flat Plate or Hollow Fiber?* Feature article. www.fitsep.com
- LAPOLLI, F. R. (1998). Biofiltração e microfiltração tangencial para o tratamento de esgotos sanitários. São Carlos. Tese, EESC/USP.
- LEJANO, R. P.; GRANT, F. A.; RICHARDSON, T. G.; SMITH, B. M.; FARHANG, F. (1992). Assesing the benefits of water reuse. *Water Environment & Technology*, p. 44 - 50, aug..DAVIES, W.

- J.; LE, M. S.; HEATH, C. R. (1998). Intensified activated sludge process with submerged membrane microfiltration. *Water Science Technology*. vol. 38, n. 4 - 5, p. 421 - 428.
- MANEM, J. & SANDERSON, R. (1996). *Membrane bioreactors in Water Treatment: Membrane Processes*, AWWARF, McGraw Hill, New York.
- MESSALEM, R.; BRENNER, A.; SHANDALOV, S.; ORON, G.; KEDEM, O.; WAOLF, D. (2001). *Application of Membrane Technologies for Wastewater Reclamation and Reuse*. CWST - Center for Water Science and Technology. Ben-Gurion University of the Negev.
- MIERZWA, J. C. (2002). *O Uso Racional e o Reúso como Ferramentas para o Gerenciamento de Águas e Efluentes - Estudo de Caso da Kodak Brasileira*. Tese. Escola Politécnica de São Paulo da Universidade de São Paulo.
- MIERZWA, J. C. & HESPANHOL, I. (2005). *Água na indústria: uso racional e reúso*. São Paulo. 144p. Oficina de Textos.
- MILLER, K. J. (1990). U. S. Water Reuse: current status and future trends. *Water Environment & Technology*, p. 83-91, nov..
- MORAN, J.M.; MORGAN, M.D.; WIERSMA, J.H. (1986) *Introduction to Environmental Science*, Second Edition, W.H. Freeman and Company: New York.
- PONTIUS, F. W. (1996). Regulatory compliance using membrane processes. *AWWA*. vol. 88, n. 5, p. 12 - 14.
- PONTIUS, F. W.; KAWCZYNSKI, E.; KOORSE, S. J. (1996). Regulations governing: membrane concentrate disposal. *AWWA*. vol. 88, n. 5, p. 44 - 52.
- PUCKORIUS, P. (2001). *Guidelines for water reuse and conservation*. http://www.process-cooling.com/CDA/ArticleInformation/Water_Works_Item/0,3677,15915,00.html
- QASIN, S. R. (1985). *Wastewater treatment plants: planning, design and operation*. CRC. 1226p.
- SCHNEIDER, R. P. & TSUTIYA, M. T. (2001). *Membranas Filtrantes para o Tratamento de Água*. 1ª.edição. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. São Paulo, 234 p..
- SINGH, S.; MATSUURA, T.; RAMAMURTHY, P. (1999). Treatment of coating plant effluent with na ultrafiltration membrane. *Tappi Journal*, april, p. 146-155.

- STATES, S.; SCHEURING, M.; EVANS, R.; BUZZA, E.; MOVAHED, B.; GIGLIOTTI, T.; CASSON, L. (2000). Membrane filtration as posttreatment. *AWWA Journal*. Vol. 92, n. 8, p. 59 - 68, aug..
- TAYLOR, J. S. & JACOBS, E. P. (1996). Reverse osmosis and nanofiltration. In: *Water Treatment Membrane Process*. American Water Works Association. McGraw-Hill, chapter 9, 70 p..
- TAZI-PAIN, A.; SCHROTTER, J.C.; BORDB, G.; PAYREAUDEAUB, M.; BUISSON, H. (2002). Recent improvement of the BIOSEPB process for industrial and municipal wastewater treatment. *Desalination* 146: 439-443.
- TOMAZ, P. (2001). *Economia de Água para Empresas e Residências - Um Estudo Atualizado sobre o Uso Racional da Água*. Navegar Editora MF, São Paulo, p.294.
- URBAIN,V.; BENOIT,R.; MANEM, J. (1996). Membrane bioreactor: a new treatment tool. *AWWA*. vol. 88, n. 5, p. 75 - 86.
- van DIJK, L. & RONCKEN, G. C. G. (1997). Membrane bioreactors for wastewater treatment: the state of art and new developments. *Water Science Technology*. vol. 35, n. 10, p. 35 - 41.
- van HAANDEL, H. & MARAIS, G. (1999). *O Comportamento do Sistema de Lodo Ativado - Teoria e Aplicações para Projetos e Operação*. Campina Grande. 488p..
- von SPERLING, M. (1996). Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos.3ª.ed. 243 p. UFMG.
- von SPERLING, M. (1997). *Lodos ativados - Princípios do tratamento biológico de águas residuárias*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. Universidade Federal de Minas Gerais. vol.4, p. 416, Belo Horizonte.
- VIDAL, C. M. S. (2006). Avaliação da microfiltração tangencial como alternativa de tratamento avançado de efluente gerado em sistema de tratamento de esgoto sanitário constituído de reator UASB seguido de tanque de aeração. Tese. EESC/USP.
- WEF - WATER ENVIRONMENT FEDERATION (2006). *Membrane Systems for Wastewater treatment*. Mc-Graw-Hill, UEA.
- WPCF - WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION (1989). *Water reuse - Manual of practice*. 2 ed. Alexandria, VA 22314, USA.
- XING, C. H.; TARDIEU, E.; QIAN, Y.; WEN, X. H. (2000). Ultrafiltration membrane bioreactor for urban wastewater

reclamation. *Journal of Membrane Science*, n. 177, p. 73 - 82.

XING, C. H.; QIAN, Y.; WEN, X. H.; WU, W. Z.; SUN, D. (2001). Physical and biological characteristics of a tangential-flow MBR for municipal wastewater treatment. *Journal of membrane science* 191, p. 31 - 42.

YAMAMOTO, L. K.; HIASA, M.; MAHOOD, T.; MATSUO, T. (1989). *Wat. Sci. Tech.*, 21: 43.

ANEXOS

Tabela 38 – Curva para DQO pelo método colorimétrico

ABSORBÂNCIA	Concentração em mgO_2/L
0	0
0,008	20
0,008	20
0,016	40
0,023	60
0,025	60
0,036	80
0,035	80
0,044	100
0,044	100
0,067	150
0,066	150
0,091	200
0,090	200
0,111	250
0,108	250

Quadro 1 - medições do ciclo e de intervalos de tempo de bomba submersa

dia 19/08/05		
período	11:00 h às 14:00 h	
Variável	bomba submersa	
	ligada	desligada
Tempo (min)	63	3
	76	3
dia 20/08/05		
período	19:30 h às 21:30 h	
Variável	bomba submersa	
	ligada	desligada
Tempo (min)	43	7
	44	6

Quadro 2 - Medições das vazões de entrada dos sistemas de tratamento de efluentes do CTH

<u>Extravasor</u>				
Tempo (s)	Volume (L)	Vazão (L/h)	Vazão total (L/h)	10762
3,12	5,5	6346	desvio padrão	383
2,58	4,9	6837		
3,14	5,8	6650		
3,34	6	6467		
3,00	5,5	6600		
média		6580		
desvio padrão		186		
<u>Entrada dos sistemas</u>				
Tempo (s)	Volume (L)	Vazão (L/h)		
29,70	5,5	667		
32,96	4,9	535		
30,04	5,8	695		
média		632		
desvio padrão		85		
<u>Entrada UASB</u>				
Tempo (s)	Volume (L)	Vazão (L/h)		
8,49	8	3392		
5,65	5,8	3696		
7,35	7,3	3576		
7,7	7,5	3506		
8,15	8,1	3578		
média		3550		
desvio padrão		111		

Tabela 39 – Dados do Esgoto bruto após tratamento preliminar no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Dados do Esgoto Bruto após tratamento preliminar									
DATA	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	pH	Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	DBO (mg/L)	DQO (mg/L)	P Total (mg/L)	NTK (mg/L)	NH ₃ (mg/L)
19/05/04	168	148	6,66	216	—	594	—	—	—
26/05/04	128	112	7,34	200	—	352	—	—	—
28/05/04	86	76	7,45	205	228	255	—	—	—
04/06/04	140	124	7,39	410	—	286	—	—	—
09/06/04	100	88	7,45	162	102	192	—	—	—
18/06/04	116	98	7,42	216	160	300	—	—	—
23/06/04	352	284	7,00	216	—	571	—	—	—
25/06/04	90	58	7,32	219	—	340	—	—	—
30/06/04	—	—	7,20	200	185	400	—	—	—
07/07/04	572	572	7,44	243	—	580	—	—	—
14/07/04	—	—	6,61	300	—	—	—	—	—
20/07/04	357	327	7,55	205	—	780	—	67	—
21/07/04	—	—	7,72	330	—	536	—	—	—
23/07/04	380	328	7,23	150	380	500	—	—	—
27/07/04	788	672	6,85	198	—	—	—	96,9	43,70
28/07/04	380	328	7,20	140	—	700	—	—	—
03/08/04	—	—	6,31	217	—	—	—	123,8	66,10
04/08/04	—	—	7,25	206	576	980	—	—	—
10/08/04	—	—	7,19	282	—	—	2,40	119,3	66,10
13/08/04	—	—	6,90	514	230	540	—	—	—
18/08/04	965	835	6,96	207	—	600	—	99,0	50,40

Continuação da Tabela 36 - Dados do Esgoto bruto após tratamento preliminar no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Continuação da Tabela 39 – Dados do Esgoto bruto após tratamento preliminar no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Dados do Esgoto Bruto após tratamento preliminar									
DATA	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	pH	Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	DBO (mg/L)	DQO (mg/L)	P Total (mg/L)	NTK (mg/L)	NH3 (mg/L)
20/08/04	660	500	6,70	522	300	650	—	—	—
23/08/04	1045	895	7,01	260	—	—	3,00	108,1	62,70
25/08/04	1100	1030	6,90	498	—	630	—	72,3	54,90
27/08/04	1110	1040	7,00	500	400	700	—	—	—
31/08/04	2032	1692	—	—	—	—	—	92,4	51,50
03/09/04	940	830	6,80	460	—	1257	—	—	—
08/09/04	580	480	7,00	496	500	1360	—	—	—
15/09/04	670	500	7,20	464	—	1120	—	—	—
17/09/04	1200	1060	6,80	554	480	950	—	—	—
24/09/04	139	121	7,20	141	—	490	—	39,2	35,30
29/09/04	257	220	6,87	204	—	470	2,63	63,3	58,80
Média	574	497	7,09	295	322	621	2,7	88	54
desvio padrão	463	402	0,31	131	142	291	0,2	24	9

Tabela 40 – Dados do Esgoto bruto após tratamento preliminar no período de 15/08/05 a 18/11/05.

data	DQO (mg/L)	NH3 (mg/L)	pH	SST (mg/L)	SSF (mg/L)	SSV (mg/L)
15/08/05	257	76,16		156	8	148
17/08/05	221	69,44	7,12	110	10	100
22/08/05	412	71,68	7,5	196	20	176
24/08/05	404	73,92	7,07	160	16	144
26/08/05	381	72,24	7,17	188	32	156
29/08/05	221	76,16	7,12	115	5	110
31/08/05	362	67,76	7,02	164	24	140
02/09/05	308	76,16	7,12	160	20	140
05/09/05	419	70,56	7,02	144	24	120
09/09/05	413	75,04	7,01	195	25	170
16/09/05	400	69,44	6,98	164	8	156
19/09/05	337	78,4	6,84	145	10	135
21/09/05	324	71,68	6,93	140	16	124
23/09/05	346	73,92	6,92	155	5	150
26/09/05	419	60,48	6,89	116	16	100
03/10/05	317	78,4	6,9	115	15	100
05/10/05	324	67,76	6,83	92	12	80
07/10/05	288	75,04	6,98	95	10	85
17/10/05	438	78,96	7,13	100	12	88
19/10/05	308	72,8	7,06	125	15	110
24/10/05	327	71,68	6,93	80	10	70
02/11/05	337	75,6	6,84	110	10	100
07/11/05	381	72,8	7,23	132	8	124
09/11/05	320	66,64	7,05	180	30	150
16/11/05	552	68,32	6,78	120	16	104
18/11/05	317	72,8	7,21	110	5	105
Média	351	72,5	7,0	137	15	122
Desvio Padrão	70	4,2	0,2	33	8	29

Figura 75 – Frequência da Variação de SSV.SST⁻¹ em porcentagem do esgoto bruto no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Figura 76 – Frequência da Variação de Sólidos Suspensos Totais em porcentagem do esgoto bruto no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Figura 77 – Frequência da Variação de Sólidos Suspensos Voláteis do esgoto bruto no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Figura 78 – Frequência da Variação de Sólidos Suspensos Fixos do esgoto bruto no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Figura 79 – Frequência da Variação de DQO do esgoto bruto no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Figura 80 – Frequência da Variação de DBO do esgoto bruto no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Figura 81 – Frequência da Variação de DBO.DQO^{-1} do esgoto bruto no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Figura 82 – Frequência da Variação de Nitrogênio Amoniacal do esgoto bruto no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Figura 83 – Frequência da Variação de Nitrogênio Total Kjeidal do esgoto bruto no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Figura 84 – Frequência da Variação de Nitrogênio amoniacal pelo NKT em porcentagem do esgoto bruto no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Figura 85 – Frequência da Variação de pH do esgoto bruto no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Figura 86 – Frequência da Variação de alcalinidade do esgoto bruto no período de 08/03/04 a 29/09/04.

Figura 87 – Frequência da Variação de SSV.SST¹ em porcentagem do esgoto bruto no período de 15/08/05 a 18/11/05.

Figura 88 – Frequência da Variação de Sólidos Suspensos Totais do esgoto bruto no período de 15/08/05 a 18/11/05.

Figura 89 – Frequência da Variação de Sólidos Suspensos Voláteis do esgoto bruto no período de 15/08/05 a 18/11/05.

Figura 90 – Frequência da Variação de Sólidos Suspensos Fixos do esgoto bruto no período de 15/08/05 a 18/11/05.

Figura 91 – Frequência da Variação de DQO do esgoto bruto no período de 15/08/05 a 18/11/05.

Figura 92 – Frequência da Variação de Nitrogênio Amoniacal do esgoto bruto no período de 15/08/05 a 18/11/05.

Figura 93 – Frequência da Variação de pH do esgoto bruto no período de 15/08/05 a 18/11/05.

Tabela 41 – Caracterização do esgoto bruto afluente ao UASB.

dia	DQO (mg/L)	SST (mg/L)	SSF (mg/L)	SSV (mg/L)	SSV/SST (%)
0	230	140	40	100	71,4
2	450	152	56	96	63,2
5	312	—	—	—	—
7	291	168	72	96	57,1
9	—	176	72	104	59,1
12	317	144	24	120	83,3
13	495	152	28	124	81,6
15	620	180	56	124	68,9
18	745	344	32	312	90,7
20	480	224	64	160	71,4
25	190	108	4	104	96,3
27	400	204	52	152	74,5
32	286	244	24	220	90,2
34	420	176	44	132	75,0
39	500	148	60	88	59,5
43	438	180	76	104	57,8
48	505	160	32	128	80,0
50	476	172	44	128	74,4
55	515	152	24	128	84,2
57	514	184	32	152	82,6
62	300	144	24	120	83,3
64	471	180	24	156	86,7
69	460	224	64	160	71,4
71	305	132	16	116	87,9
75	324	172	60	112	65,1
77	476	200	24	176	88,0
Média	421	178	42	136	76,1
Desvio Padrão	126	46	20	47	11,0

Figura 94 – Frequência da DQO do esgoto bruto afluente ao UASB.

Figura 95 – Frequência de Sólidos Suspensos Totais do esgoto bruto afluente ao UASB.

Figura 96 – Frequência de Sólidos Suspensos Fixos do esgoto bruto afluente ao UASB.

Figura 97 – Frequência de Sólidos Suspensos Voláteis do esgoto bruto afluente ao UASB.

Figura 98 – Frequência da relação entre Sólidos Suspensos Voláteis pelo Sólidos Suspensos Totais em porcentagem do esgoto bruto afluente ao UASB.

Tabela 42 – Caracterização do efluente do reator UASB no período de 19/05/2004 a 29/09/2004.

Caracterização do efluente de reator UASB							
DATA	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	pH	Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	DQO (mg/L)	NTK (mg/L)	NH ₃ (mg/L)
19/05/04	66	12	7,20	115	154	52	48
26/05/04	62	17	7,36	122	142	50	47
28/05/04	165	39	7,44	131	292	54	50
04/06/04	104	24	7,47	102	208	56	53
09/06/04	151	38	7,62	82	335	63	62
18/06/04	57	14	7,24	104	115	37	31
23/06/04	71	31	7,42	98	162	44	42
25/06/04	95	49	7,32	132	119	56	49
30/06/04	—	—	7,30	146	154	—	—
07/07/04	245	122	7,25	175	412	53	48
21/07/04	—	—	7,17	181	252	—	—
23/07/04	71	12	7,34	154	178	52	46
27/07/04	124	27	7,42	162	—	49	47
28/07/04	128	26	7,30	123	269	47	42
04/08/04	—	—	7,42	142	389	—	—
13/08/04	—	—	7,34	171	297	—	—
18/08/04	233	51	7,32	121	291	49	45
20/08/04	487	148	7,42	155	407	48	46
23/08/04	201	44	7,28	117	—	54	52
25/08/04	180	54	7,42	132	181	52	44
27/08/04	204	59	7,40	104	311	53	51
31/08/04	162	81	7,16	189	—	56	53
03/09/04	188	51	7,41	182	356	54	50
08/09/04	360	77	7,36	198	362	58	54
15/09/04	208	52	7,42	189	263	56	52
16/09/04	42	4	7,39	165	234	57	51
17/09/04	240	59	7,32	168	263	47	40
24/09/04	61	28	7,29	102	136	48	44
29/09/04	201	52	7,35	165	250	58	52
média	164	48	7,35	142	251	52	48
desvio padrão	103	32	0,10	32	92	5	6

Figura 99 - Variação da DQO do efluente do reator UASB no período de 19/05/2004 a 29/09/2004.

Figura 100 - Frequência de Sólidos Suspensos Totais do efluente do reator UASB no período de 19/05/2004 a 29/09/2004.

Figura 101 - Frequência de Sólidos Suspensos Voláteis do efluente do reator UASB no período de 19/05/2004 a 29/09/2004.

Figura 102 - Frequência de Sólidos Suspensos Fixos do efluente do reator UASB no período de 19/05/2004 a 29/09/2004.

Figura 103 - Frequência de pH do efluente do reator UASB no período de 19/05/2004 a 29/09/2004.

Figura 104 - Frequência de alcalinidade do efluente do reator UASB no período de 19/05/2004 a 29/09/2004.

Figura 105 - Frequência de DQO do efluente do reator UASB no período de 19/05/2004 a 29/09/2004.

Figura 106 - Frequência de NKT do efluente do reator UASB no período de 19/05/2004 a 29/09/2004.

Figura 107 - Frequência de nitrogênio amoniacoal do efluente do reator UASB no período de 19/05/2004 a 29/09/2004.

Figura 108 – variação do pH e da alcalinidade em sistema de lodos ativados

Figura 109 – Eficiência de remoção de Sólidos Suspensos Totais (SST) e de Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) do sistema de lodos ativados

Tabela 43 – ensaio de resistência da membrana tubular.

tempo (min)	Vazão de Permeado (L.min ⁻¹)	Vazão de concentrado (L.min ⁻¹)	temperatura (°C)
0	3,74	43,26	19
5	3,63	42,42	—
10	3,60	52,03	—
15	3,61	43,24	—
20	3,33	43,89	—
25	3,43	44,39	—
30	3,33	43,19	—
35	3,37	42,20	—
40	3,33	42,73	—
45	3,31	42,53	—
50	3,26	45,64	—
55	3,34	41,68	—
60	3,37	47,06	20,5
65	3,39	44,54	—
70	3,43	44,44	—
75	3,27	44,44	—
80	3,44	45,73	—
85	3,38	45,19	—
90	3,41	44,66	—
95	3,39	46,06	—
100	3,27	47,10	—
105	3,34	44,20	—
110	3,33	44,30	—
115	3,51	44,40	—
120	3,55	42,78	21,5
125	3,36	43,29	—
130	3,25	47,70	—
135	3,47	48,00	—
140	3,36	45,45	—
145	3,47	42,45	—
150	3,50	46,09	—
155	3,49	43,97	—
160	3,50	41,38	—
165	3,47	44,32	23
170	3,49	40,59	—
175	3,51	45,91	—
180	3,64	43,38	—

Continuação da tabela 43 - ensaio de resistência da membrana tubular.

tempo (min)	Vazão de Permeado (L.min⁻¹)	Vazão de concentrado (L.min⁻¹)	temperatura (°C)
185	3,66	40,30	—
190	3,68	43,14	—
195	3,57	44,59	—
200	3,52	45,14	—
205	3,56	42,56	—
210	3,60	43,25	—
215	3,65	42,79	—
220	3,61	42,75	—
225	3,66	41,45	—
230	3,69	59,56	—
235	3,64	41,08	—
240	3,70	42,56	—
245	3,64	43,17	—
250	3,74	44,34	—
255	3,61	41,19	—
260	3,82	37,73	—
265	3,74	43,27	—
270	3,72	43,23	—
275	3,73	44,71	25
280	3,74	45,82	—
285	3,70	43,92	—
290	3,70	43,76	—
295	3,77	43,81	—
300	3,77	44,72	25,5

Tabela 44 – Variáveis do sistema de membrana interna.

dia	Psol (mg/L)	Psol (mg/L)	Ptotal (mg/L)	Ptotal (mg/L)	DQO (mg/L)	DQO (mg/L)	DQO (mg/L)	SST (mg/L)	SST (mg/L)	SSF (mg/L)	SSF (mg/L)	SSV (mg/L)	SSV (mg/L)
	Efluente de UASB	Efluente de membrana interna	Efluente de UASB	Efluente de membrana interna	Esgoto bruto	Efluente de UASB	Efluente de membrana interna	Esgoto bruto	Efluente de UASB	Esgoto bruto	Efluente de UASB	Esgoto bruto	Efluente de UASB
0	4,4	4,6	6,0	4,6	230	79	27	140	98	40	44	100	54
2	4,0	4,1	4,9	4,5	450	84	35	152	120	56	60	96	60
5	4,0	3,6	6,7	4,4	312	67	25	–	–	–	–	–	–
7	4,2	3,4	4,7	3,7	291	194	7	168	156	72	88	96	68
9	–	–	–	–	–	–	–	176	100	72	56	104	44
12	6,5	4,5	10,0	6,9	317	168	11	144	112	24	52	120	60
13	4,1	3,5	5,4	3,8	495	160	12	152	92	28	50	124	42
15	3,7	3,2	4,8	3,5	620	245	13	180	106	56	58	124	48
18	6,7	5,2	6,9	5,8	745	424	27	344	102	32	60	312	42
20	–	-	–	–	480	133	15	224	102	64	52	160	50
25	6,8	6,4	10,7	6,4	190	114	28	108	96	4	50	104	46
27	5,7	5,0	6,9	5,0	400	137	16	204	74	52	40	152	34
32	6,4	6,5	8,3	7,4	286	190	34	244	92	24	20	220	72
34	5,5	5,0	6,7	5,6	420	128	23	176	112	44	64	132	48

Continuação da Tabela 44 – Variáveis do sistema de membrana interna.

dia	Psol (mg/L)	Psol (mg/L)	Ptotal (mg/L)	Ptotal (mg/L)	DQO (mg/L)	DQO (mg/L)	DQO (mg/L)	SST (mg/L)	SST (mg/L)	SSF (mg/L)	SSF (mg/L)	SSV (mg/L)	SSV (mg/L)
	Efluente de UASB	Efluente de membrana interna	Efluente de UASB	Efluente de membrana interna	Esgoto bruto	Efluente de UASB	Efluente de membrana interna	Esgoto bruto	Efluente de UASB	Esgoto bruto	Efluente de UASB	Esgoto bruto	Efluente de UASB
39	5,8	4,8	7,2	5,0	500	97	22	148	80	60	48	88	32
43	4,6	3,4	5,7	4,0	438	106	19	180	70	76	40	104	30
48	4,4	3,3	5,1	3,9	505	136	17	160	88	32	48	128	40
50	5,8	5,4	8,7	5,9	476	99	24	172	80	44	40	128	40
55	5,7	5,0	7,6	5,4	515	119	15	152	80	24	50	128	30
57	7,0	6,2	8,1	6,6	514	122	16	184	78	32	36	152	42
62	6,9	6,4	7,7	6,7	300	108	15	144	66	24	36	120	30
64	6,2	5,4	7,3	5,4	471	110	23	180	74	24	36	156	38
69	5,1	4,4	5,7	4,8	460	93	27	224	102	64	52	160	50
71	7,3	6,4	10,7	6,4	305	91	24	132	74	16	42	116	32
75	–	–	–	–	324	90	15	172	74	60	40	112	34
77	6,2	5,8	7,0	6,0	476	95	19	200	88	24	40	176	48
Média	5,1	4,5	6,5	4,9	421	136	20	178	93	42	48	136	45
Desvio Padrão	1,9	1,7	2,6	1,8	126	73	7	46	20	20	13	47	12