

**UNIVERSIDADE DE CAXIAS DO SUL**  
**PRÓ-REITORIA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA**  
**COORDENADORIA DE PÓS-GRADUAÇÃO**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM MATERIAIS**

**TRATAMENTO DE LIXIVIADO ATRAVÉS DE FILTRO ANAERÓBIO**  
**ASSOCIADO A MEMBRANA DE MICROFILTRAÇÃO**

**MARISA DACANAL**

**Caxias do Sul**

**2006**

**MARISA DACANAL**

**TRATAMENTO DE LIXIVIADO ATRAVÉS DE FILTRO ANAERÓBIO  
ASSOCIADO A MEMBRANA DE MICROFILTRAÇÃO**

**Dissertação apresentada ao Programa de Mestrado em  
Materiais da Universidade de Caxias do Sul, visando a  
obtenção de grau de Mestre em Materiais.**

**Orientador: Prof. Dr. Lademir Luiz Beal**

**Co-orientadora: Profa. Dra. Cláudia Teixeira Panarotto**

**Caxias do Sul**

**2006**

**MARISA DACANAL**

**TRATAMENTO DE LIXIVIADO ATRAVÉS DE FILTRO ANAERÓBIO  
ASSOCIADO A MEMBRANA DE MICROFILTRAÇÃO**

**Dissertação apresentada ao Programa de Mestrado em  
Materiais da Universidade de Caxias do Sul, visando a  
obtenção de grau de Mestre em Materiais.**

**Orientador: Prof. Dr. Lademir Luiz Beal**

**Co-orientadora: Profa. Dra. Cláudia Teixeira Panarotto**

**DISSERTAÇÃO APROVADA EM 31 DE AGOSTO DE 2006**

**Orientadores:**

**Prof. Dr. Lademir Luiz Beal**

**Profa. Dra. Cláudia Teixeira Panarotto**

**Banca:**

**Prof. Dr. Aldo José Pinheiro Dillon, UCS**

**Prof. Dr. David Manuel Lelinho da Motta Marques, IPH/UFRGS**

**Prof. Dr. Israel Jacob Rabin Baumvol, UCS**

**“Não são as perdas e nem as caídas  
o que nos podem fazer fracassar a  
vida, se não a falta de coragem para  
levantarmos e seguirmos adiante.”**

**Samael Aun Weor**

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço àqueles que contribuíram para o sucesso desse trabalho, especialmente:

Ao meu orientador, Prof. Dr. Lademir Luiz Beal, pela orientação, apoio, paciência e dedicação.

Ao coordenador do Programa de Pós-graduação em Materiais, Prof. Dr. Israel Jacob Rabin Baumvol, pelo apoio e confiança.

À Financiadora de Projetos (FINEP), ao Conselho Nacional de Pesquisa (CNPQ) e a Caixa Econômica Federal (CEF) pelo apoio e financiamento ao projeto de pesquisa desenvolvido no âmbito do Edital 4 PROSAB/FINEP – Tema 4.

À CODECA, pelo fornecimento do lixiviado para o presente estudo, em especial ao Sr. Rafael Navarro e ao Sr. Telmo.

À equipe do LASAN (Laboratório de Saneamento Ambiental) da Universidade de Caxias do Sul, pelo auxílio na realização dos ensaios.

Ao bolsista Juliano César Rizzi e à estagiária Maria de Conceição Ribeiro Neves Cardoso pela colaboração e auxílio na montagem do projeto e realização dos ensaios.

Às colegas Isis Viapiana Scarsi, Juliane Inês Azevedo, Luciana Cristina Kurz, Patrícia Spada e Julcimára Santos Rossi pelo apoio e amizade.

Ao meu noivo Theodoro Walter de Medeiros Junior, por sua paciência, apoio e colaboração.

## ÍNDICE

LISTA DE TABELAS.....	VIII
LISTA DE QUADROS.....	IX
LISTA DE FIGURAS.....	X
LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS.....	XIII
RESUMO.....	XVIII
ABSTRACT.....	XX
<b>1. INTRODUÇÃO.....</b>	<b>1</b>
<b>2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....</b>	<b>3</b>
2.1 LIXIVIADO GERADO EM ATERRO SANITÁRIO.....	3
2.1.1 Biodegradabilidade e processos de tratamento de lixiviado.....	6
2.2 PROCESSOS ANAERÓBIOS.....	8
2.2.1 Microbiologia dos processos anaeróbios.....	9
2.2.2 Etapas do processo anaeróbio.....	9
2.2.3 Cinética dos processos anaeróbios.....	12
2.2.4 Sistemas de tratamento anaeróbio.....	14
2.2.5 Carga orgânica, tempo de detenção hidráulica e tempo de residência celular.....	19
2.3 PARÂMETROS DE CONTROLE DOS PROCESSOS ANAERÓBIOS.....	20
2.3.1 Temperatura.....	21
2.3.2 pH.....	22
2.3.3 Ácidos graxos voláteis.....	23
2.3.4 Alcalinidade.....	23
2.3.5 Produção e composição dos gases.....	27
2.3.6 Remoção de matéria orgânica.....	28
2.4 COMPOSTOS TÓXICOS E SEU CONTROLE.....	28
2.4.1 Toxicidade pela amônia.....	29
2.4.2 Toxicidade pelo sulfeto.....	31
2.5 PROCESSOS DE SEPARAÇÃO COM MEMBRANAS.....	33
2.5.1 Fundamentos da tecnologia de membranas.....	33
2.5.2 Classificação dos processos com membranas.....	34
2.5.3 Materiais e módulos das membranas.....	35
2.5.4 Operação com membranas.....	36
2.5.5 Configurações das membranas.....	36
2.5.6 Modelos de fluxo.....	38
2.5.7 Fenômeno da polarização por concentração e fouling.....	43
2.5.8 Bioreatores associados a membranas.....	45
<b>3. MATERIAIS E MÉTODOS.....</b>	<b>48</b>

3.1 CARACTERIZAÇÃO DO LIXIVIADO.....	48
3.2 SISTEMA EXPERIMENTAL.....	49
3.2.1 Sistema de alimentação .....	50
3.2.2 Sistema de aquecimento.....	50
3.2.3 Características dos reatores anaeróbios.....	51
3.2.4 Unidade de microfiltração (UMF).....	53
3.3 CARACTERÍSTICAS DE OPERAÇÃO DOS PROCESSOS.....	57
3.4 AVALIAÇÃO DO COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DA MEMBRANA.....	57
3.5 AVALIAÇÃO DO COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DOS REATORES.....	59
3.6 AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA E ESTABILIDADE DOS PROCESSOS.....	59
3.6.1 Determinação dos parâmetros de controle utilizados.....	59
3.7 AVALIAÇÃO DO PERFIL DA BIOMASSA NOS REATORES.....	61
3.8 AVALIAÇÃO ESTATÍSTICA DOS RESULTADOS.....	61
<b>4. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....</b>	<b>62</b>
4.1 COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DA MEMBRANA.....	62
4.2 COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DOS REATORES.....	68
4.3 DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO.....	69
4.4 SULFATOS E SULFETOS.....	71
4.5 pH, ÁCIDOS VOLÁTEIS TOTAIS E ALCALINIDADE TOTAL.....	74
4.6 NITROGÊNIO AMONÍACAL.....	79
4.7 TURBIDEZ.....	82
4.8 SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS E TOTAIS.....	84
4.9 PERFIL DA BIOMASSA NOS REATORES.....	87
4.10 COLIFORMES TERMOTOLERANTES E TOTAIS, ÓLEOS E GRAXAS E FÓSFORO TOTAL.....	92
4.11 DESEMPENHO DOS REATORES, DA UMF E DA ASSOCIAÇÃO R2-UMF.....	93
<b>5. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....</b>	<b>96</b>
5.1 CONCLUSÕES .....	96
5.2 RECOMENDAÇÕES .....	97
<b>6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>99</b>
<b>ANEXOS DE TABELAS.....</b>	<b>114</b>

## LISTA DE TABELAS

TABELA 1. COMPOSIÇÕES TÍPICAS DE LIXIVIADOS PROVENIENTES DE ATERROS JOVENS E ANTIGOS8.....	6
TABELA 2. CONCENTRAÇÃO DE AMÔNIA LIVRE PARA INIBIÇÃO EM FUNÇÃO DO PH66.....	31
TABELA 3. CARACTERIZAÇÃO PRÉVIA DO LIXIVIADO DO ATERRO SÃO GIÁCOMO.....	48
TABELA 4. CARACTERÍSTICAS DOS REATORES ANAERÓBIOS.....	51
TABELA 5. CARACTERÍSTICAS DO MEIO SUPORTE UTILIZADO NOS REATORES.....	51
TABELA 6. VALORES MÉDIOS DAS RESISTÊNCIAS DA MEMBRANA NA OPERAÇÃO COM LIXIVIADO.....	66
TABELA 7. CARACTERÍSTICAS HIDRÁULICAS DOS REATORES ANAERÓBIOS.....	68
TABELA 8. VALORES MÉDIOS, DESVIOS PADRÕES E EFICIÊNCIAS MÉDIAS DE REMOÇÃO DO ENSAIO DE DQO. ....	69
TABELA 9. VALORES MÉDIOS E DESVIOS PADRÕES DOS ENSAIOS DE SULFATOS E SULFETOS.....	71
TABELA 10. VALORES MÉDIOS E DESVIOS PADRÕES DOS ENSAIOS DE PH, ÁCIDOS VOLÁTEIS TOTAIS E ALCALINIDADE E PARA A RELAÇÃO AVT/AT.....	74
TABELA 11. VALORES MÉDIOS E DESVIOS PADRÕES DO ENSAIO DE NITROGÊNIO AMONICAL.....	80
TABELA 12. VALORES MÉDIOS, DESVIOS PADRÕES E EFICIÊNCIAS MÉDIAS DE REMOÇÃO DO ENSAIO DE TURBIDEZ.....	82
TABELA 13. VALORES MÉDIOS, DESVIOS PADRÕES E EFICIÊNCIAS MÉDIAS DE RETENÇÃO DOS ENSAIOS DE SSV E SST.....	84
TABELA 14. VALORES MÉDIOS E DESVIOS PADRÕES DOS ENSAIOS DE ÓLEOS E GRAXAS E FÓSFORO TOTAL.....	92
TABELA 15. EFICIÊNCIAS MÉDIAS DE REMOÇÃO OU RETENÇÃO DOS DIFERENTES SISTEMAS. ....	93



## **LISTA DE QUADROS**

<b>QUADRO 1. COMPARATIVO DO DESEMPENHO DE VÁRIOS PROCESSOS NO TRATAMENTO DE LIXIVIADO1.....</b>	<b>7</b>
<b>QUADRO 2. PRINCIPAIS GRUPOS DE MICRORGANISMOS ANAERÓBIOS34. ....</b>	<b>9</b>
<b>QUADRO 3. EFEITO DO NITROGÊNIO AMONIAICAL TOTAL NO TRATAMENTO ANAERÓBIO63.....</b>	<b>31</b>
<b>QUADRO 4. CARACTERÍSTICAS DOS PROCESSOS DE SEPARAÇÃO COM MEMBRANAS72.....</b>	<b>35</b>
<b>QUADRO 5. COMPARATIVO DAS PROPRIEDADES DAS MEMBRANAS INORGÂNICAS E ORGÂNICAS70.....</b>	<b>35</b>
<b>QUADRO 6. APLICAÇÕES DE REATORES ANAERÓBIOS ASSOCIADOS A MEMBRANAS84.....</b>	<b>47</b>
<b>QUADRO 7. CARACTERÍSTICAS DA MEMBRANA DE MICROFILTRAÇÃO.....</b>	<b>54</b>
<b>QUADRO 8. ANÁLISES DE CARACTERIZAÇÃO E MONITORAMENTO REALIZADAS NO LIXIVIADO.....</b>	<b>60</b>
<b>QUADRO 9. FREQUÊNCIA DE DETERMINAÇÃO DOS PARÂMETROS E PONTOS DE COLETA PARA MONITORAMENTO DOS PROCESSOS.....</b>	<b>61</b>
<b>QUADRO 10. VALORES MÉDIOS DE BIOMASSA SUSPensa NOS REATORES.....</b>	<b>88</b>
<b>QUADRO 11. CARACTERÍSTICAS DE PROCESSOS DE TRATAMENTO DE LIXIVIADO.....</b>	<b>95</b>

## LISTA DE FIGURAS

<b>FIGURA 1. PERFIL DE COMPOSIÇÃO DO GÁS E DO LIXIVIADO NAS DIFERENTES FASES EXISTENTES EM UM ATERRO SANITÁRIO8.....</b>	<b>4</b>
<b>FIGURA 2. SEQÜÊNCIA DE PROCESSOS NA DIGESTÃO ANAERÓBIA DE MACROMOLÉCULAS COMPLEXAS35.....</b>	<b>10</b>
<b>FIGURA 3. REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DE UM FILTRO ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE32.....</b>	<b>17</b>
<b>FIGURA 4. REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DO PROCESSO COM MEMBRANAS71.....</b>	<b>34</b>
<b>FIGURA 5. PROCESSOS DE SEPARAÇÃO BASEADOS NA DIFERENÇA DE TAMANHO73.....</b>	<b>34</b>
<b>FIGURA 6. EFEITO GERAL DA PRESSÃO NO FLUXO72.....</b>	<b>38</b>
<b>FIGURA 7. ESQUEMA DA POLARIZAÇÃO POR CONCENTRAÇÃO, MOSTRANDO O ACUMULO DA CAMADA GEL POLARIZADA E ASSOCIANDO A CAMADA LIMITE72.....</b>	<b>40</b>
<b>FIGURA 8. PANORAMA DAS DIVERSAS RESISTÊNCIAS SOBRE A MEMBRANA76.....</b>	<b>44</b>
<b>FIGURA 9. REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DO SISTEMA EXPERIMENTAL.....</b>	<b>49</b>
<b>FIGURA 10. CURVA DE VAZÃO X FREQUÊNCIA DAS BOMBAS B1 E B2, JÁ CONSIDERANDO AS PERDAS DE CARGA DO SISTEMA.....</b>	<b>50</b>
<b>FIGURA 11. MEIO SUPORTE UTILIZADO NOS REATORES.....</b>	<b>51</b>
<b>FIGURA 12. DEFLETORES DE GÁS.....</b>	<b>52</b>
<b>FIGURA 13. FUNIL INVERTIDO E AMOSTRADOR DE GÁS.....</b>	<b>52</b>
<b>FIGURA 14. UNIDADE DE MICROFILTRAÇÃO (UMF).....</b>	<b>53</b>
<b>FIGURA 15. CURVA DE VAZÃO X FREQUÊNCIA DA BOMBA DA UNIDADE DE MICROFILTRAÇÃO.....</b>	<b>54</b>
<b>FIGURA 16. CURVA DA REDUÇÃO DE FLUXO ATRAVÉS DA MEMBRANA EM FUNÇÃO DO TEMPO UTILIZANDO ÁGUA DESTILADA/DEIONIZADA.....</b>	<b>55</b>
<b>FIGURA 17. FLUXO DE REFERÊNCIA ATRAVÉS DA MEMBRANA.....</b>	<b>56</b>
<b>FIGURA 18. REDUÇÃO DE FLUXO DE PERMEADO NA OPERAÇÃO COM LIXIVIADO AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>63</b>

<b>FIGURA 19. CURVAS DE REDUÇÃO DE FLUXO ATRAVÉS DA MEMBRANA EM FUNÇÃO DO TEMPO UTILIZANDO ÁGUA DESTILADA/DEIONIZADA.....</b>	<b>64</b>
<b>FIGURA 20. FLUXOS DE REFERÊNCIA ATRAVÉS DA MEMBRANA.....</b>	<b>64</b>
<b>FIGURA 21. VARIAÇÃO DAS RESISTÊNCIAS DA MEMBRANA NA OPERAÇÃO COM LIXIVIADO AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>66</b>
<b>FIGURA 22. COMPORTAMENTO DO MFI AO LONGO DO TEMPO PARA O PERÍODO APÓS A 2ª LIMPEZA.....</b>	<b>67</b>
<b>FIGURA 23. VALORES DE DQO PARA OS DIFERENTES PONTOS DOS PROCESSOS AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>70</b>
<b>FIGURA 24. REMOÇÃO DE DQO PARA OS DIFERENTES PONTOS DOS PROCESSOS AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>70</b>
<b>FIGURA 25. CONCENTRAÇÃO DE SULFATOS PARA OS DIFERENTES PONTOS DOS PROCESSOS AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>72</b>
<b>FIGURA 26. RELAÇÃO DQO/SULFATO AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>73</b>
<b>FIGURA 27. CONCENTRAÇÃO DE SULFETOS PARA OS DIFERENTES PONTOS DOS PROCESSOS AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>74</b>
<b>FIGURA 28. VALORES DE PH PARA OS DIFERENTES PONTOS DOS PROCESSOS AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>75</b>
<b>FIGURA 29. CONCENTRAÇÃO DE ÁCIDOS VOLÁTEIS TOTAIS PARA OS DIFERENTES PONTOS DOS PROCESSOS AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>76</b>
<b>FIGURA 30. ALCALINIDADE A PH 4,3 PARA OS DIFERENTES PONTOS DOS PROCESSOS AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>76</b>
<b>FIGURA 31. RELAÇÃO AVT/AT PARA OS DIFERENTES PONTOS DOS PROCESSOS AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>77</b>
<b>FIGURA 32. CONCENTRAÇÃO DE NITROGÊNIO AMONIAICAL TOTAL PARA OS DIFERENTES PONTOS DOS PROCESSOS AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>80</b>
<b>FIGURA 33. CONCENTRAÇÃO DE AMÔNIA LIVRE PARA OS DIFERENTES PONTOS DOS PROCESSOS AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>81</b>
<b>FIGURA 34. CONCENTRAÇÃO DO ÍON AMÔNIO PARA OS DIFERENTES PONTOS DOS PROCESSOS AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>81</b>
<b>FIGURA 35. VALORES DE TURBIDEZ DOS DIFERENTES PONTOS DOS PROCESSOS AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>83</b>
<b>FIGURA 36. CONCENTRAÇÃO DE SSV PARA OS DIFERENTES PONTOS DOS PROCESSOS AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>85</b>
<b>FIGURA 37. CONCENTRAÇÃO DE SST PARA OS DIFERENTES PONTOS DOS PROCESSOS AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>85</b>
<b>FIGURA 38. EFICIÊNCIA DE RETENÇÃO DE SSV PARA OS DIFERENTES PONTOS DOS PROCESSOS AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>86</b>

<b>FIGURA 39. EFICIÊNCIA DE RETENÇÃO DE SST PARA OS DIFERENTES PONTOS DOS PROCESSOS AO LONGO DO TEMPO.....</b>	<b>86</b>
<b>FIGURA 40. DISTRIBUIÇÃO DA BIOMASSA SUSPensa AO LONGO DA ALTURA DOS REATORES.....</b>	<b>88</b>
<b>FIGURA 41. VISTA DOS REATORES R1 E R2 CORTADOS LONGITUDINALMENTE.....</b>	<b>89</b>
<b>FIGURA 42. PAREDES INTERNAS DOS REATORES R1 (ESQUERDA) E R2 (DIREITA).....</b>	<b>90</b>
<b>FIGURA 43. FUNDO DOS REATORES R1 E R2 CORTADOS LONGITUDINALMENTE.....</b>	<b>91</b>
<b>FIGURA 44. PARTE SUPERIOR DOS REATORES R1 (ESQUERDA) E R2 (DIREITA) CORTADOS LONGITUDINALMENTE.....</b>	<b>92</b>

## LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS

A: coeficiente de permeabilidade da membrana ( $L^3/L^2$ )

AB: alcalinidade bicarbonato ( $MCaCO_3/L^3$ )

ADUF: anaerobic digestion - ultrafiltration (digestão anaeróbia associada à ultrafiltração)

AI: alcalinidade intermediária ( $MCaCO_3/L^3$ )

$A_m$ : área de filtração da membrana ( $L^2$ )

AP: alcalinidade parcial ( $MCaCO_3/L^3$ )

ASBR: anaerobic sequencing batch reactors (reatores anaeróbios sequenciais em batelada)

AT: alcalinidade total ( $MCaCO_3/L^3$ )

AUBF: anaerobic upflow sludge bed filter (reator híbrido (UASB + UAF))

AV: concentração de ácidos graxos voláteis ( $MCH_3COOH/L^3$ )

AVT: ácidos graxos voláteis totais

$C_a$ : concentração do parâmetro analisado na alimentação ( $M/L^3$ )

$C_B$ : concentração no meio líquido (*bulk*) do soluto rejeitado ( $M/L^3$ )

$C_G$ : concentração do soluto na camada gel ( $M/L^3$ )

CNTP: condições normais de temperatura e pressão

COT: carbono orgânico total ( $M/L^3$ )

$C_s$ : concentração do parâmetro analisado na saída ( $M/L^3$ )

CSTR: continuously stirred tank reactor (reator de mistura completa)

D: coeficiente de difusão ( $L^2/T$ )

DAFA: digestor anaeróbio de fluxo ascendente

DBO<sub>5</sub>: demanda bioquímica de oxigênio (M/L<sup>3</sup>)

dC/dx: gradiente de concentração em um elemento diferencial da camada limite

DQO: demanda química de oxigênio (M/L<sup>3</sup>)

dS/dt: taxa de utilização de substrato (M/(L<sup>3</sup>.T))

dX/dt: taxa de geração de microrganismos (M/(L<sup>3</sup>.T))

E: eficiência de retenção ou remoção do composto analisado (%)

I: índice de *fouling*

J<sub>s</sub>: taxa de transporte convectivo do soluto (M/(L<sup>2</sup>.T))

J<sub>v</sub>: fluxo transmembrana (L<sup>3</sup>/(L<sup>2</sup>.T))

$J_{v_{20}}$  : fluxo transmembrana a temperatura de 20°C (L<sup>3</sup>/(L<sup>2</sup>.T))

$J_{v_T}$  : fluxo transmembrana a temperatura T (L<sup>3</sup>/(L<sup>2</sup>.T))

k: coeficiente de transferência de massa

K<sub>1</sub>: constante de equilíbrio para dissociação do ácido carbônico, que relaciona-se com todo o CO<sub>2</sub> dissolvido no líquido

K<sub>2</sub>: constante de equilíbrio para solubilização do CO<sub>2</sub>

K<sub>d</sub>: taxa de decaimento bacteriano (T<sup>-1</sup>)

K<sub>HA</sub>: constante de dissociação do ácido HA

$K_{NH_4^+}$  : constante de dissociação do NH<sub>4</sub><sup>+</sup>

K<sub>s</sub>: constante de saturação, ou concentração de substrato para a qual  $\mu = 0,5 \cdot \mu_{\text{máx}}$  (M/L<sup>3</sup>)

MARS: membrane anaerobic reactor system (sistema de reator anaeróbio associado à membrana)

MBR: reator biológico associado à membrana

MF: microfiltração

MFI: modified fouling index (índice modificado de *fouling*)

NAT: nitrogênio amoniacal total

NF: nanofiltração

NMP: número mais provável de microrganismos

OR: osmose reversa

$P_C$ : pressão da corrente de concentrado (Pa)

$P_{CO_2}$ : pressão parcial do gás carbônico na fase gasosa

$P_F$ : pressão na entrada da corrente de alimentação (Pa)

$P_P$ : pressão da corrente de permeado (Pa)

$P_T$ : pressão transmembrana (Pa)

PVC: poli(cloreto de vinila)

Q: vazão de afluente bruto ( $L^3/T$ )

$Q_P$ : vazão de permeado ( $L^3/T$ )

$R_a$ : resistência devido à adsorção

$R_b$ : resistência devido ao bloqueio dos poros

$R_{BL}$ : resistência devido à camada limite

$R_f$ : resistência do *fouling*

$R_g$ : resistência devido à camada gel-polarizada

$R_m$ : resistência intrínseca da membrana

$R'_m$ : soma da resistência intrínseca inicial e da resistência do *fouling*

$R_{pc}$ : resistência da camada de polarização por concentração

$r_{T_1}$  : taxa de digestão anaeróbia na temperatura  $T_1$

$r_{T_2}$  : taxa de digestão anaeróbia na temperatura  $T_2$

$R_{tot}$ : resistência total da membrana

$r_x$ : taxa de utilização de substrato por unidade de biomassa ( $T^{-1}$ )

S: concentração de substrato ou nutriente limitante ( $M/L^3$ )

SDF: concentração de sólidos dissolvidos fixos ( $M/L^3$ )

SDT: concentração de sólidos dissolvidos totais ( $M/L^3$ )

SDV: concentração de sólidos dissolvidos voláteis ( $M/L^3$ )

SSF: concentração de sólidos suspensos fixos ( $M/L^3$ )

SST: concentração de sólidos suspensos totais ( $M/L^3$ )

SSV: concentração de sólidos suspensos voláteis ( $M/L^3$ )

ST: concentração de sólidos totais ( $M/L^3$ )

STF: concentração de sólidos totais fixos ( $M/L^3$ )

STV: concentração de sólidos totais voláteis ( $M/L^3$ )

T: temperatura (K)

t: tempo (T)

$t^*$ : tempo de operação da membrana entre as medidas de volume de permeado (T)

TDH: tempo de detenção hidráulica (T)

UAF: upflow anaerobic filter (filtro anaeróbio com fluxo ascendente)

UASB: upflow anaerobic sludge blanket (reator anaeróbio de manto de lodo e fluxo ascendente)

UF: ultrafiltração

UMF: unidade de microfiltração

V: volume do reator ( $L^3$ )

$V_p$ : volume de permeado acumulado ao longo do tempo ( $L^3$ )

X: concentração de microrganismos ( $M/L^3$ )

Y: coeficiente de produção de biomassa ( $M\ SSV/M\ DQO_{removida}$ )



## SÍMBOLOS GREGOS

$\delta$ : espessura da camada limite sobre a qual o gradiente de concentração existe (L)

$\Delta\pi$ : diferença na pressão osmótica entre a alimentação e saída (Pa)

$\eta$ : viscosidade dinâmica do permeado (Pa.T)

$\eta_{20}$ : viscosidade dinâmica da água a temperatura de 20°C (Pa.T)

$\eta_T$ : viscosidade dinâmica da água a temperatura T (Pa.T)

$\theta_c$ : tempo de residência dos sólidos (celular) ou idade do lodo (T)

$\mu$ : taxa de crescimento específico de microorganismos (T<sup>-1</sup>)

$\mu_{\text{máx}}$ : taxa de crescimento específico máxima (T<sup>-1</sup>)

## RESUMO

Atualmente, o uso de bioreatores associados a membranas (MBRs) tem sido pesquisado em muitos lugares do mundo para tratar diferentes tipos de efluentes. O uso de MBRs tem vantagens sobre outros processos quando o principal foco está na reutilização do efluente, pequenas áreas para o tratamento de efluentes ou condições restritivas da legislação. Normalmente, os MBRs são projetados com biomassa suspensa. O objetivo deste trabalho foi avaliar a performance de um reator anaeróbico e um reator anaeróbico associado a membrana de microfiltração tratando lixiviado de aterro sanitário em escala piloto. O material utilizado na membrana de microfiltração foi cerâmico ( $\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$ ), com diâmetro de poro e área de filtração de  $0,2\ \mu\text{m}$  e  $0,0094\ \text{m}^2$ , respectivamente. O rejeito da unidade de microfiltração retornava para o reator anaeróbico associado a membrana.

Os resultados obtidos nesta pesquisa indicaram que é possível tratar lixiviado com esta configuração de MBR com um curto tempo de detenção hidráulica (2,04 d). O valor médio da concentração de DQO foi  $10.359\ \text{mg O}_2/\text{L}$  na entrada dos reatores e, a carga orgânica volumétrica aplicada aos reatores foi de  $5,07 \pm 2,90\ \text{kg DQO}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ . A eficiência de remoção de DQO do reator anaeróbico associado a membrana foi de 90,4% como valor médio, contra 21,5% do reator anaeróbico. A eficiência de remoção de turbidez no reator anaeróbico associado a membrana de microfiltração foi de 90,3% apresentando valores de saída de  $2,0 \pm 2,0\ \text{NTU}$ . Concentrações de sólidos suspensos na saída foram maiores no reator anaeróbico do que no reator anaeróbico associado a membrana, apesar da maior velocidade ascensional deste.

A análise da biomassa dos reatores mostrou que houve uma melhor distribuição desta no reator anaeróbio associado a membrana de microfiltração do que no reator anaeróbio sem a membrana, devido ao reciclo do rejeito. A velocidade ascensional foi de 0,05 m/h no reator anaeróbio e 31,5 m/h no reator anaeróbio associado a membrana. O principal efeito destes valores de velocidade ascensional está no número de Reynolds calculado, o qual foi 2,9 para o reator anaeróbio e 1.799 para o reator anaeróbio associado a membrana. Embora ambos os reatores tenham sido projetados para atuar em fluxo laminar, o maior valor do número de Reynolds do reator anaeróbio associado a membrana produziu um maior coeficiente de transferência de massa e uma melhor taxa de utilização de substrato do que no reator anaeróbio sem a membrana. Este fato, juntamente com a retenção de biomassa e de compostos macromoleculares, explica uma melhor performance do reator anaeróbio associado a membrana de microfiltração. Os resultados do índice modificado de *fouling* (MFI) indicaram que este índice variou durante o processo, provavelmente devido a variações da pressão e de compostos presentes no lixiviado. O reator anaeróbio associado a membrana estabelece uma nova alternativa de tratamento de efluentes, eficiente, segura e ambientalmente correta.

## ABSTRACT

Nowadays, the use of membrane bioreactors (MBRs) has been researched in many places of the world to treat different kinds of wastewater. The use of MBRs has advantages over other processes when the main focus is on the reuse of wastewater, small areas for wastewater treatment plant or restricted laws conditions. Commonly, the MBRs have been designed with suspended biomass. The goal of this work was to evaluate the performance of anaerobic reactor and anaerobic reactor associated with microfiltration membrane treating sanitary landfill leachate in pilot scale. The microfiltration membrane material used was ceramic ( $\alpha$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) and its pore diameter and filtration area were 0.2  $\mu$ m and 0.0094 m<sup>2</sup>, respectively. The retentate of the microfiltration unity was returned to the anaerobic reactor associated with microfiltration membrane.

The results obtained in this research indicated that it is possible to treat leachate with this MBR configuration with a short hydraulic retention time (2.04 d). The mean value of COD concentration was 10,349 mg O<sub>2</sub>/L at the inlet of both reactors and the volumetric organic load for both reactors was  $5.07 \pm 2.90$  kg DQO/m<sup>3</sup>.d. The membrane anaerobic reactor efficiency of COD removal was 90.4% as the mean value, against 21.5% of the anaerobic reactor. The efficiency of turbidity removal in the anaerobic reactor associated with microfiltration membrane was 90.3% with outlet values of  $2.0 \pm 2.0$  NTU. Suspended solid concentrations at the outlet were higher in the anaerobic reactor than in the anaerobic reactor associated with microfiltration membrane, despite its higher upflow velocity.

The analysis of biomass of both reactors showed that there was a better distribution of biomass in the anaerobic reactor associated with microfiltration membrane than the anaerobic reactor without microfiltration membrane, due to retentate recycling. The upflow velocity was 0.05 m/h in the anaerobic reactor and 31.5 m/h in the anaerobic reactor associated with microfiltration membrane. The main effect of these upflow velocity values was in the Reynolds number which was 2.9 for the anaerobic reactor and 1,799 for the anaerobic reactor associated with microfiltration membrane. Although both reactors had been designed to perform a laminar flow, the higher value of Reynolds number of the anaerobic reactor associated with microfiltration membrane produced a higher mass transfer coefficient and a better substrate utilization rate than the anaerobic reactor without microfiltration membrane. This is a reason, along with the retention of biomass and macromolecular compounds, that explains a better performance of the anaerobic reactor associated with microfiltration membrane. The results of modified fouling index (MFI) indicated that this index changed during the process, probably due the changes of pressure and compounds in the leachate. The anaerobic reactor associated with microfiltration membrane is a new option of wastewater treatment process, efficient, secure and an environmentally right alternative.



## **1. INTRODUÇÃO**

No Brasil, nas últimas décadas, tanto a industrialização como a expansão demográfica tiveram um elevado crescimento, promovendo uma maior geração de resíduos sólidos urbanos e, por consequência, exigindo maiores investimentos para dispor estes resíduos de maneira adequada, a fim de minimizar a poluição ambiental e também a disseminação de doenças.

Um dos problemas enfrentados pela área do saneamento é o tratamento de líquidos lixiviados, que são oriundos do processo de degradação anaeróbia de resíduos sólidos, dispostos no solo de forma desordenada ou em aterros sanitários. Estes líquidos se caracterizam por apresentarem alto teor de matéria orgânica dissolvida e uma cor negra de difícil remoção. Vários métodos de tratamento de lixiviado são propostos<sup>1</sup>, destacando-se os processos biológicos e processos de alta eficiência de retenção de partículas, como as membranas de separação.

Nos anos 80, as membranas de separação de partículas do tipo microfiltração (MF) e ultrafiltração (UF) foram lançadas no mercado para utilização no tratamento de efluentes, promovendo assim um grande avanço nessa área da Engenharia Ambiental. A tecnologia de membranas viabilizou a construção de sistemas compactos de tratamento de esgotos, que produzem água de reuso de alta qualidade a um preço cada vez mais competitivo com o preço de produção de água de reuso dos sistemas convencionais.

Os processos anaeróbios têm tido utilização crescente no tratamento de uma diversidade de efluentes líquidos e, cabe ressaltar, que o sucesso dos processos anaeróbios

depende fundamentalmente da manutenção de uma biomassa adaptada dentro dos reatores, a qual possua alta atividade microbiana e seja resistente a choques hidráulicos, de carga orgânica ou de compostos tóxicos. As membranas de separação de partículas auxiliam na manutenção dessa biomassa no sistema, retendo-a de forma mais efetiva. Além disso, as membranas auxiliam na retenção de macromoléculas de lenta biodegradação e de microrganismos patogênicos, e na remoção substancial de cor.

Dentro deste contexto, o presente trabalho visa desenvolver estudos para propor um método de tratamento de lixiviados de aterro sanitário, associando filtro biológico anaeróbio e microfiltração.

Os objetivos específicos deste trabalho são:

- avaliar e comparar a eficiência de dois filtros anaeróbios, sendo um associado com membrana de microfiltração, para o tratamento de lixiviado gerado em aterro sanitário;
- estudar o efeito da biomassa e dos compostos presentes no efluente do filtro anaeróbio sobre a membrana de microfiltração quanto ao estabelecimento dos fenômenos de polarização por concentração e *fouling*;
- avaliar o comportamento hidrodinâmico dos reatores relativamente as suas condições de escoamento.



## **2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

### **2.1 LIXIVIADO GERADO EM ATERRO SANITÁRIO**

Uma das alternativas mais difundidas e utilizadas para o tratamento de resíduos sólidos urbanos é o aterro sanitário. Esta tecnologia é definida como um reator heterogêneo, em que resíduos sólidos e água são as principais entradas e o gás de aterro e o lixiviado as principais saídas. Estes dois últimos se caracterizam como potenciais causadores de impactos ambientais e devem ser tratados para evitar a poluição do meio ambiente<sup>2</sup>.

O lixiviado é gerado através da mistura de chorume com a água da chuva que percola a massa do aterro<sup>3</sup>. O chorume é um líquido com odor desagradável e coloração escura, formado pela digestão de matéria orgânica sólida, por ação de exo-enzimas produzidas por bactérias. Essas enzimas solubilizam a matéria orgânica para que possa ser assimilada pelas células bacterianas<sup>4</sup>. Em outras palavras, chorume é o termo designado para a fração líquida gerada na degradação dos resíduos sólidos.

O lixiviado jovem apresenta altas concentrações de matéria orgânica (DQO, DBO<sub>5</sub>, COT e AVT), sólidos totais, sólidos dissolvidos, nitrogênio na forma amoniacal e quantidades consideráveis de substâncias inorgânicas (metais pesados)<sup>5</sup>.

Para 500g de resíduos sólidos urbanos produzidos, estima-se que, um quarto se apresenta na forma de matéria orgânica (125g), desta fração 30% corresponde à DQO.

Teoricamente, desta DQO (40g) submetida a tratamento anaeróbio produziria-se cerca de 10g de metano e cinco litros de lixiviado gerados do próprio processo de bioestabilização<sup>6</sup>.

A composição do lixiviado produzido em um aterro sanitário depende dos seguintes fatores: composição do lixo, densidade, pré-tratamento, seqüência de disposição, profundidade, umidade, temperatura e tempo<sup>7</sup>. Por exemplo, se o lixiviado é coletado durante a fase ácida, quando o aterro é jovem, o pH é baixo e os parâmetros DBO<sub>5</sub>, DQO, COT, nutrientes e metais pesados são altos; já, na fase metanogênica, o pH varia entre 6,5 e 7,5 e os valores de DBO<sub>5</sub>, COT, DQO e nutrientes são consideravelmente menores<sup>8</sup>. A Figura 1 apresenta o perfil de composição do gás e do lixiviado nas diferentes fases existentes em um aterro sanitário correspondendo: a fase I à fase inicial de ajuste, a fase II à fase de transição, a fase III à fase ácida, a fase IV à fase fermentação metanogênica e a fase V à fase maturação.

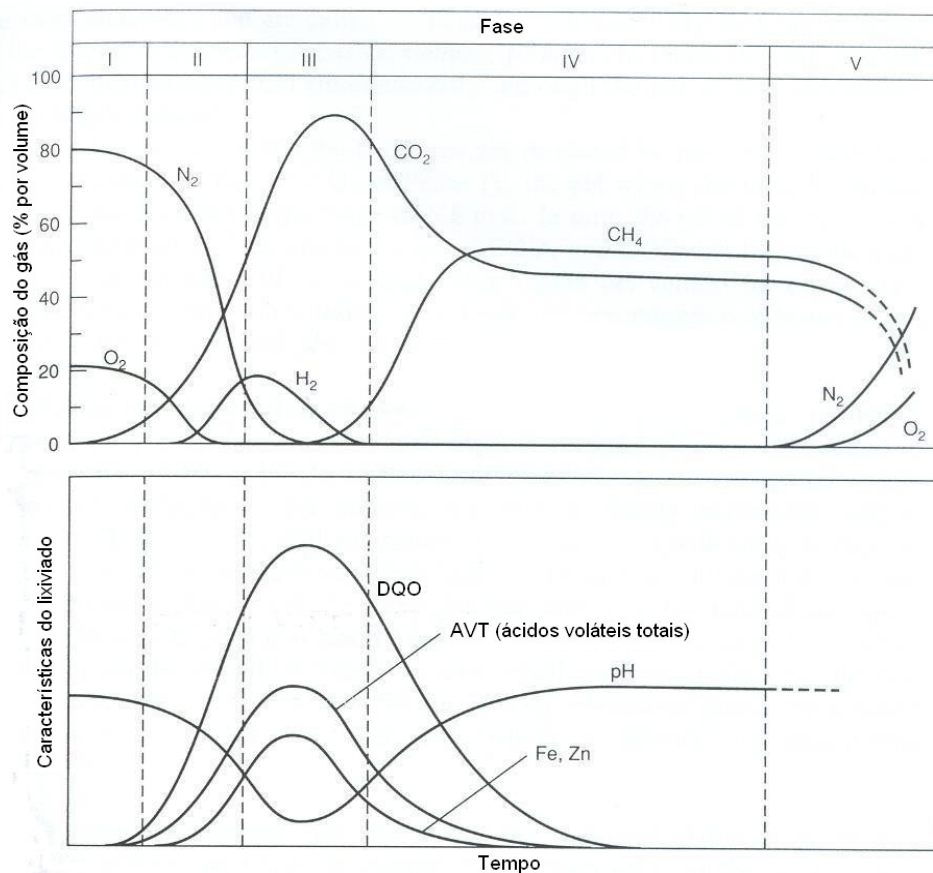


Figura 1. Perfil de composição do gás e do lixiviado nas diferentes fases existentes em um aterro sanitário<sup>8</sup>.

A Tabela 1 apresenta composições típicas de lixiviados provenientes de aterros jovens e antigos.

Tabela 1. Composições típicas de lixiviados provenientes de aterros jovens e antigos<sup>8</sup>.

Constituinte	Aterro jovem (menos que 2 anos)	Aterro antigo (mais que 10 anos)
DBO <sub>5</sub> (mg/L)	2.000 - 30.000	100 - 200
COT (mg/L)	1.500 - 20.000	80 - 160
DQO (mg/L)	3.000 - 60.000	100 - 500
SST (mg/L)	200 - 2.000	100 - 400
Nitrogênio orgânico (mg/L)	10 - 800	80 - 120
Nitrogênio amoniacal (mg/L)	10 - 800	20 - 40
Nitrato (mg/L)	5 - 40	5 - 10
Fósforo total (mg/L)	5 - 100	5 - 10
Alcalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	1.000 - 10.000	200 - 1.000
pH	4,5 - 7,5	6,6 - 7,5
Dureza total (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	300 - 10.000	200 - 500
Sulfato (mg/L)	50 - 1.000	20 - 50
Ferro total (mg/L)	50 - 1.200	20 - 200

A quantidade de lixiviado produzido em um aterro sanitário depende de diversos fatores tais como: condições meteorológicas do lugar (umidade, precipitação, taxa de evaporação, regime de temperatura e ventos), geologia e geomorfologia, condições de operação do aterro (conformação e cobertura das células, grau de compactação, tipo de equipamentos, recirculação do lixiviado), natureza dos resíduos sólidos (tipo, umidade, nível de matéria orgânica, características), topografia (área e perfil do aterro), quantidade e qualidade de resíduos recicláveis e hábitos da população<sup>5</sup>.

### 2.1.1 Biodegradabilidade e processos de tratamento de lixiviado

A biodegradabilidade do lixiviado varia com o tempo e pode ser determinada pela variação da relação DBO<sub>5</sub>/DQO. Em aterros jovens, a relação DBO<sub>5</sub>/DQO fica em torno de 0,5 ou maior, índices entre 0,4 e 0,6 são indicadores de boa biodegradabilidade. Em aterros mais velhos, esta relação varia, geralmente entre 0,05 e 0,2<sup>8</sup>. Os lixiviados com índices de biodegradabilidade (DBO<sub>5</sub>/DQO) superiores a 0,4, são efetivamente tratados por processos biológicos; entretanto, para lixiviados de aterros antigos, estes tratamentos não são suficientes<sup>9</sup>.

A idade do aterro pode ser correlacionada com as relações de propriedades químicas, isto é, DQO/COT, DBO<sub>5</sub>/COT, STV/STF, SO<sub>4</sub>/Cl, entre outras. A relação DQO/COT é

inversamente proporcional à idade do aterro, variando de 3,3 para aterros relativamente jovens até 1,16 para aterros antigos. O decréscimo da relação reflete-se em mais formas oxidadas de carbono orgânico que estão menos prontamente disponíveis como fonte de energia para o crescimento microbiano. Sendo assim, o lixiviado de aterro antigo é menos amenizável na estabilização biológica. A relação DBO<sub>5</sub>/DQO demonstra comportamento similar ao da relação DQO/COT com respeito à idade do aterro. A principal fração de material orgânico presente no lixiviado supõe-se ser principalmente ácidos voláteis livres.

Não existe um tratamento único e universal para o lixiviado devido a sua complexidade e grande variabilidade das características biológicas e físico-químicas, inclusive com o tempo.

Muitos processos de tratamento físicos, químicos e biológicos aplicam-se ao tratamento de lixiviado, sendo sugerida a utilização de processos de tratamento físicos associados ao tratamento biológico e tratamento químico, em especial, coagulação-floculação, precipitação, oxidação química, absorção e processos de separação com membranas<sup>1</sup>. O Quadro 1 apresenta um comparativo do desempenho de vários processos no tratamento de lixiviado.

Quadro 1. Comparativo do desempenho de vários processos no tratamento de lixiviado<sup>1</sup>.

Processos de tratamento	Orgânicos			Metais	Nitrogênio	Poluentes prioritários	Sólidos	Observação	
	Jovem (<5 anos)	Médio (5-10 anos)	Antigo (>12 anos)						
Físicos	Evaporação natural	Bom	Bom	Bom	Bom	Bom	Bom	Aplicável para pequenos fluxos sob condições climáticas favoráveis	
	Flotação	Não aplicável	Não aplicável	Não aplicável	Razoável	Não aplicável	Razoável	Bom	Óleo, partículas coloidais
	Filtração	Não aplicável	Não aplicável	Não aplicável	Bom	Não aplicável	Não aplicável	Bom	Apenas sólidos suspensos
	Processos com membranas	Bom	Bom	Bom	Bom	Bom	Bom	Bom	Requer pré-tratamento
Químicos	Coagulação/precipitação	Ruim	Razoável	Ruim	Bom	Ruim	Não aplicável	Bom	-
	Oxidação química	Ruim	Razoável	Razoável	Não aplicável	Não aplicável	Bom	Não aplicável	-
	Troca iônica	Ruim	Razoável	Razoável	Bom	Razoável	Não aplicável	Bom	Requer pré-tratamento
	Adsorção em carvão ativado	Ruim	Razoável	Bom	Não aplicável	Não aplicável	Bom	Não aplicável	Requer pré-tratamento
Biológicos	Aeróbio com crescimento suspenso	Bom	Razoável	Ruim	Bom	Razoável	Razoável	Razoável	-
	Aeróbio em filme fixo	Bom	Razoável	Ruim	Bom	Razoável	Razoável	Razoável	-
	Anaeróbio com crescimento suspenso	Bom	Razoável	Ruim	Bom	Razoável	Razoável	Razoável	-
	Anaeróbio em filme fixo	Bom	Razoável	Ruim	Bom	Razoável	Razoável	Razoável	-

Diversos pesquisadores trabalham na busca por processos adequados para o tratamento de lixiviado, seja individualmente ou associado a esgoto sanitário. Alguns dos tratamentos utilizados atualmente incluem a utilização de filtro anaeróbio com fluxo ascendente em dois estágios<sup>11</sup>, reator de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB)<sup>12, 13, 14, 15, 16</sup>, reator anaeróbio compartimentado<sup>4</sup>, infiltração rápida<sup>17</sup>, lagoas de estabilização<sup>18, 19</sup>, *wetlands*<sup>20, 21</sup>, filtro biológico<sup>22, 23, 24</sup>, adsorção em colunas de carvão ativado<sup>25</sup>, precipitação química<sup>26</sup>, reagente de Fenton<sup>27, 28</sup>, processos eletroquímicos<sup>29</sup>, membranas<sup>30, 31</sup>, dentre outros.

## 2.2 PROCESSOS ANAERÓBIOS

Processos anaeróbios têm sido empregados no tratamento de efluentes de indústrias alimentícias, agrícolas e de bebidas e também no tratamento de resíduos sólidos, incluindo culturas agrícolas, lodos de estações de tratamento de esgotos, dejetos de animais e lixo urbano. Os sistemas anaeróbios são tecnologias simples e de baixo custo, nos quais a operação pode ser realizada a elevados tempos de retenção de sólidos e a baixos tempos de retenção hidráulica<sup>32</sup>.

A tendência natural num sistema de tratamento anaeróbio é que a população microbiana desenvolvida seja compatível com a natureza do material orgânico e das cargas orgânica e hidráulica. Destacam-se os seguintes fatores como responsáveis pela eficiência da remoção do material orgânico biodegradável<sup>33</sup>:

- natureza do material orgânico a ser digerido;
- fatores ambientais adequados para digestão anaeróbia;
- tamanho da população microbiana (eficiência de retenção de lodo no sistema) e intensidade de contato entre esta população e o material a ser digerido;
- tempo de permanência no sistema de tratamento.

Ao comparar o tratamento anaeróbio com o aeróbio, nota-se que no anaeróbio não se faz necessária a introdução de um oxidante, o processo produz o gás metano que pode ser utilizado como combustível e a produção de lodo é menor<sup>33</sup>.

### 2.2.1 Microbiologia dos processos anaeróbios

A degradação anaeróbia é representada por dois grupos de microrganismos, as bactérias produtoras de ácido e as arqueias produtoras de metano. Cada um destes dois grupos podem ser subdivididos em outros dois grupos, conforme mostrado no Quadro 2<sup>34</sup>.

Quadro 2. Principais grupos de microrganismos anaeróbios<sup>34</sup>.

Bactérias produtoras de ácido	Bactéria formadora de ácido (ácido butírico e propiônico)
	Bactéria acetogênica (ácido acético e hidrogênio)
Arquéias produtoras de metano	Arquéia metanogênica acetoclástica (acetofílica)
	Arquéia metanogênica hidrogenotrófica (hidrogenofílica)

### 2.2.2 Etapas do processo anaeróbio

Na transformação de macromoléculas orgânicas complexas em biogás, é preciso a existência de diferentes tipos de microrganismos. Para digestão anaeróbia da matéria orgânica, a qual em sua maior parte é constituída por proteínas, carboidratos e lipídios, pode-se distinguir quatro etapas diferentes no processo global da conversão<sup>33</sup>. A Figura 2 apresenta uma representação esquemática da seqüência de processos na digestão anaeróbia de macromoléculas complexas.

#### 2.2.2.1 Hidrólise

A hidrólise ou liquefação da matéria orgânica é um processo lento mediado por enzimas extracelulares, as quais são secretadas pelas bactérias fermentativas<sup>34</sup>. Nesta etapa ocorre a conversão do material orgânico particulado em compostos dissolvidos de menor peso molecular. Assim, as proteínas se degradam formando aminoácidos, os carboidratos se transformam em açúcares solúveis e os lipídios são convertidos em ácidos graxos de cadeia

longa. A taxa de hidrólise pode ser a etapa limitante para todo o processo da digestão anaeróbia<sup>33</sup>.

### 2.2.2.2 Acidogênese

Nesta etapa, os compostos dissolvidos, provenientes da etapa de hidrólise, são absorvidos pelas bactérias fermentativas e, no final desta etapa são liberados como substâncias orgânicas simples (álcoois, ácido lático, ácidos graxos voláteis e compostos mineralizados como CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>S, entre outros). A maioria dos microrganismos que realiza o processo de fermentação é anaeróbia obrigatória, sendo algumas facultativas que podem metabolizar o material orgânico pela via oxidativa<sup>33</sup>. Na etapa de acidogênese ocorre a fermentação de aminoácidos e açúcares e a oxidação anaeróbia de ácidos graxos de cadeia longa e álcoois<sup>35</sup>.

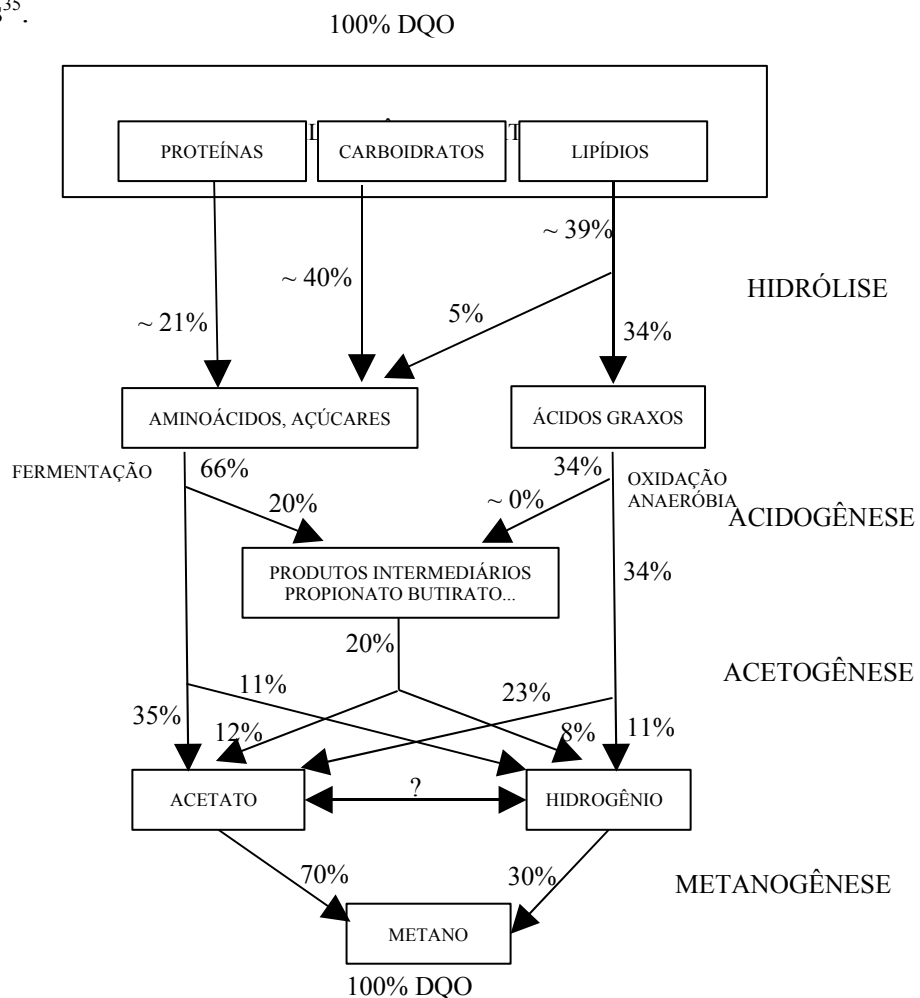


Figura 2. Sequência de processos na digestão anaeróbia de macromoléculas complexas<sup>35</sup>.

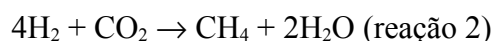


### 2.2.2.3 Acetogênese

Na acetogênese são formados os substratos para a formação de metano (acetato, hidrogênio e dióxido de carbono) através da oxidação anaeróbia de produtos intermediários tais como ácidos voláteis (com exceção do acetato)<sup>35</sup>. Da DQO inicialmente presente, aproximadamente 70% se converte em ácido acético, enquanto o restante da capacidade de doação de elétrons é utilizado na formação de hidrogênio. Durante a formação de ácido acético pode ocorrer também a formação de dióxido de carbono ou hidrogênio, isto dependerá do estado de oxidação do material orgânico a ser digerido<sup>33</sup>.

### 2.2.2.4 Metanogênese

A produção de metano é um processo lento, em geral é a etapa que limita a velocidade do processo global de digestão anaeróbia. Metano é produzido a partir de ácido acético e a partir hidrogênio e dióxido de carbono<sup>34</sup>. Assim, a produção de metano pode ocorrer via arqueias metanogênicas acetotróficas a partir da clivagem de ácido acético (reação 1) ou via arqueias metanogênicas hidrogenotróficas a partir da redução de dióxido de carbono (reação 2)<sup>36</sup>:



Pequenas quantidades de metano podem ser produzidas de metanol e ácido fórmico, mas essas reações têm pequena importância prática<sup>34</sup>.

As arqueias formadoras de metano são estritamente anaeróbias e até pequenas quantidades de oxigênio são prejudiciais a estas<sup>36</sup>.

As arqueias produtoras de metano a partir do ácido acético (metanogênicas acetotróficas) são responsáveis por 70% do metano produzido no digestor<sup>35</sup>. Estas arqueias normalmente são limitantes do processo de transformação de material orgânico complexo em

biogás tendo em vista que crescem mais lentamente que as arqueias que produzem metano a partir de hidrogênio e dióxido de carbono<sup>34</sup>.

Os distintos grupos de microrganismos que transformam o material orgânico afluyente têm atividade catabólica e anabólica, sendo assim, em paralelo à formação dos diferentes produtos de fermentação, tem-se a formação de novas células, as quais dão origem aos quatro grupos de microrganismos responsáveis pela degradação anaeróbia<sup>33</sup>.

### 2.2.3 Cinética dos processos anaeróbios

Existe uma grande dificuldade em descrever a cinética de conversão devido à complexidade dos substratos e ao envolvimento de diversas populações microbianas. Do ponto de vista cinético, o tratamento anaeróbio pode ser visto como um processo de três estágios, envolvendo a hidrólise de complexos orgânicos, a produção de ácidos e a produção de metano. A cinética do estágio mais lento governará a cinética geral de conversão do despejo<sup>32</sup>.

O modelo mais usado para descrever a taxa de crescimento de microrganismos, sem inibição, e o efeito do substrato limitante pode ser expresso através da equação de Monod<sup>37</sup>:

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (1)$$

$\mu$ : taxa de crescimento específico de microrganismos ( $T^{-1}$ );

$\mu_{m\acute{a}x}$ : taxa de crescimento específico máxima ( $T^{-1}$ );

S: concentração de substrato ou nutriente limitante ( $M/L^3$ );

$K_s$ : constante de saturação, ou concentração de substrato para a qual  $\mu = 0,5 \cdot \mu_{m\acute{a}x}$  ( $M/L^3$ ).

Todas as substâncias descritas na equação (1), exceto o substrato limitante, encontram-se presentes em abundância. Além disso, os produtos formados não se acumulam em concentrações suficientes para inibir a reação. O valor de  $K_s$  fornece uma indicação da não afinidade da biomassa por um determinado tipo de substrato. Assim, para se obter elevadas

reduções da concentração do substrato, é desejável que este substrato seja utilizado por microrganismos que tenham baixos valores de  $K_s$ <sup>32</sup>.

A equação (2) relaciona o crescimento bacteriano e a utilização de substrato, levando em conta o decaimento bacteriano, o qual considera a redução de microrganismos com o tempo devido a uma variedade de razões tais como respiração endógena, morte e outras<sup>38</sup>.

$$\frac{dX}{dt} = (\mu - K_d) \cdot X = \left( \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S}{K_s + S} - K_d \right) \cdot X \quad (2)$$

$dX/dt$ : taxa de geração de microrganismos (M/(L<sup>3</sup>.T));

$K_d$ : taxa de decaimento bacteriano (T<sup>-1</sup>);

$X$ : concentração de microrganismos (M/L<sup>3</sup>).

Em reatores de fluxo contínuo, abordados neste trabalho, a biomassa presente no reator consiste do lodo bacteriano ativo, acrescido do material insolúvel presente no reator. Assim, o valor do coeficiente de produção de sólidos ou biomassa ( $Y$ ) torna-se bastante influenciado pela quantidade e natureza do material em suspensão contido na alimentação do reator. Mesmo para substratos solúveis, os valores de  $Y$  também dependem do tipo de substrato. O crescimento bacteriano, ou seja, a produção de biomassa decorrente da utilização de substrato, pode ser expressa em função da quantidade de substrato, conforme a equação (3), a qual leva em conta o decaimento bacteriano<sup>32</sup>.

$$\frac{dX}{dt} = Y \cdot \frac{dS}{dt} - K_d \cdot X \quad (3)$$

$Y$ : coeficiente de produção de biomassa (M SSV/M DQO<sub>removida</sub>);

$dS/dt$ : taxa de utilização de substrato (M/(L<sup>3</sup>.T)).

Combinando as equações (2) e (3) podemos representar a taxa de utilização do substrato que expressa a capacidade de conversão de substrato pela biomassa, por unidade de tempo<sup>32</sup>:

$$\frac{dS}{dt} = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S}{K_s + S} \cdot \frac{X}{Y} \quad (4)$$

Rearranjando a equação (4) e considerando  $V_{\text{máx}} = \mu_{\text{máx}}/Y$  e  $r_x = (dS/dt)/X$ , pode-se reescrevê-la como:

$$r_x = V_{\text{máx}} \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (5)$$

$r_x$ : taxa de utilização de substrato por unidade de biomassa ( $T^{-1}$ ).

Quando a concentração de substrato é numericamente equivalente a  $K_s$ ,  $r_x$  é a metade de  $V_{\text{máx}}$ . A taxa de reação é aproximadamente de primeira ordem em relação ao substrato em baixas concentrações e de ordem zero em altas concentrações de substrato<sup>39</sup>.

A equação (5) é utilizada para expressar o efeito da concentração do substrato na taxa de reação, porém valores numéricos para os parâmetros  $V_{\text{máx}}$  e  $K_s$  devem ser obtidos. Uma das formas de se estimar estes valores é através da transformação da equação na sua forma linear. A transformação mais comum é obtida tomando a recíproca de ambos os lados da equação e rearranjando-a, como segue<sup>39</sup>:

$$\frac{1}{r_x} = \frac{1}{V_{\text{máx}}} + \frac{K_s}{V_{\text{máx}} \cdot S} \quad (6)$$

Esta equação é chamada Lineweaver-Burk e graficando  $1/r_x$  x  $1/S$  obtém-se uma linha reta, tendo por inclinação (coeficiente angular)  $K_s/V_{\text{máx}}$  e por coeficiente linear  $1/V_{\text{máx}}$ .

#### **2.2.4 Sistemas de tratamento anaeróbio**

Os sistemas anaeróbios de tratamento são classificados em dois grandes grupos: sistemas convencionais ou clássicos e sistemas modernos, também chamados de sistemas de segunda geração ou processos de alta taxa<sup>32</sup>.

O termo sistema convencional é utilizado para caracterizar os reatores operados com baixas cargas orgânicas volumétricas, que não dispõem de mecanismos de retenção de grandes quantidades de biomassa de elevada atividade<sup>32</sup>. Os sistemas convencionais de tratamento anaeróbio são: tanques sépticos, tanque de Imhoff e lagoas anaeróbias<sup>33</sup>.

Os sistemas de alta taxa ou de segunda geração têm em comum a habilidade de reter elevada quantidade de biomassa, de elevada atividade, mesmo com baixos tempos de detenção hidráulica. Também, não permitem que a biomassa abandone o reator com o efluente tratado, como em um reator de mistura completa (CSTR). Isto possibilita que o tempo de retenção de sólidos seja independente do tempo de detenção hidráulica com concomitante decréscimo do volume do reator. Estes reatores podem tratar esgotos diluídos ou concentrados em altas taxas de carga orgânica e curtos tempos de detenção hidráulica<sup>40</sup>.

Os sistemas de alta taxa são geralmente classificados segundo o mecanismo que permite a retenção<sup>33</sup>:

- crescimento aderido em que a imobilização do lodo ocorre através da aderência a um material inerte de suporte. Esta categoria engloba o reator de leito fixo (filtro anaeróbio) e o reator com um leito granular que pode ser fluidizado ou somente expandido;
- crescimento disperso em que ocorre uma separação sólido-líquido do efluente com retorno dos sólidos separados para reator. Esta categoria engloba o processo de contato com um decantador externo e o reator DAFA (digestor anaeróbio de fluxo ascendente) com seu decantador interno.

Em reatores anaeróbios de filme fixo (crescimento aderido) a remoção da matéria orgânica solúvel é governada pela cinética do biofilme<sup>41</sup>.

#### 2.2.4.1 Partida dos reatores anaeróbios de alta taxa

O propósito da partida dos reatores anaeróbios de alta taxa é produzir e reter uma concentração suficientemente alta de biomassa ativa e bem balanceada<sup>42</sup>. Esta etapa realmente leva um longo tempo e, em geral, é bastante delicada em sistemas de alta taxa com filme aderido tais como filtros anaeróbios (ascendentes e descendentes) porque a biomassa aderida se desenvolve e acumula muito lentamente. A partida, em geral, é realizada, depois da

inoculação da biomassa proveniente de outro reator, por progressivo aumento da taxa de carga orgânica aplicada ao reator<sup>43</sup>.

#### 2.2.4.2 Filtro anaeróbio

Os reatores com crescimento aderido mais conhecidos são reatores anaeróbios de leito fixo, também chamados de filtros anaeróbios<sup>32</sup>.

O conceito de filtro anaeróbio foi primeiramente desenvolvido na década de 60<sup>44</sup> e tem encontrado numerosas aplicações tanto para esgotos concentrados como para diluídos<sup>45</sup>. O filtro anaeróbio é composto por um ou mais leitos de filtros verticais contendo material inerte (meio suporte)<sup>46</sup>.

O meio suporte tem como finalidade a retenção dos sólidos (microrganismos) no interior do reator, podendo isto ocorrer através do biofilme formado na sua superfície e/ou através da retenção de sólidos nos seus interstícios ou abaixo deste. Os microrganismos aderidos ou retidos no meio suporte degradam o substrato contido no fluido que por ali passa. Além disso, o meio suporte tem por objetivo melhorar o contato entre os constituintes do fluido e os sólidos biológicos contidos no reator, ajudar a promover a uniformização do escoamento no reator e atuar como uma barreira física, evitando que os sólidos sejam arrastados para fora do sistema de tratamento, permitindo assim acumulação de uma grande quantidade de biomassa necessária para produzir longos tempos de retenção de sólidos<sup>45</sup>. Nos filtros anaeróbios o tempo de retenção de sólidos é geralmente muito maior que o tempo de detenção hidráulica<sup>47</sup>.

Acredita-se que o tipo de material do meio suporte tem influência significativa no tipo de biofilme formado<sup>34</sup>. Vários materiais têm sido utilizados como meio suporte, incluindo: quartzo, blocos cerâmicos, concha de ostras e de mexilhões, calcáreo, anéis plásticos, cilindros vazados, blocos modulares de PVC, granito, esferas de polietileno, bambu, escória de alto-forno, e outros<sup>32</sup>.

Usualmente os filtros anaeróbios são operados com fluxo vertical tanto descendente quanto ascendente, sendo que o último é mais utilizado<sup>32</sup>. O modo de alimentação é um dos fatores cruciais pois ele governa o modelo de distribuição de biomassa no reator<sup>48</sup>.

No filtro anaeróbio de fluxo descendente o líquido é distribuído na parte superior do filtro e é recolhido na parte inferior do mesmo. Já, no filtro anaeróbio de fluxo ascendente o líquido é introduzido na parte inferior, atravessando o meio suporte e recolhido na parte superior. A Figura 3 apresenta uma representação esquemática de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente.

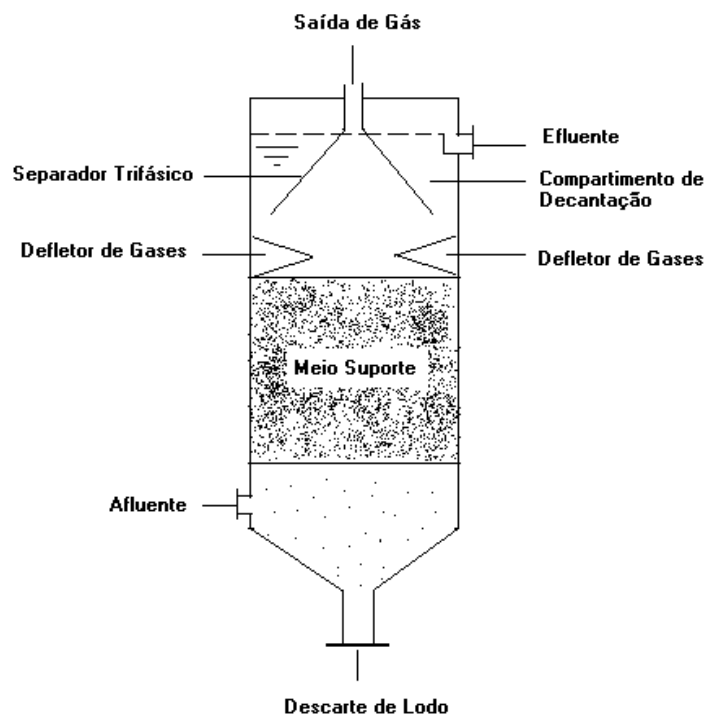


Figura 3. Representação esquemática de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente<sup>32</sup>.

Nos filtros de fluxo ascendente o leito é necessariamente submerso (afogado), já os de fluxo descendente podem trabalhar afogados ou não. Nos filtros afogados a eficiência na bioconversão deve-se às participações do biofilme aderido ao suporte e da biomassa acumulada nos interstícios. Os filtros de fluxo descendente não afogados apresentam eficiência relativamente baixa, porque acumulam pouco lodo nos interstícios e apenas a ação do biofilme é preponderante na bioconversão. Atualmente, há entendimento entre vários

autores de que, em filtros anaeróbios com leito submerso (afogado), a estabilização da matéria orgânica deve-se principalmente aos sólidos acumulados nos interstícios do material de enchimento<sup>49</sup>. Em vista disso, nestes filtros o biofilme não desempenha papel tão preponderante e a área específica do meio suporte não é tão importante<sup>50</sup>.

A área específica e a orientação do meio suporte têm um pequeno efeito no desempenho, mas o benefício geralmente não é suficiente para justificar incremento na área específica além de  $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$ , a qual foi estabelecida como ótima<sup>45</sup>.

A maior parte do tratamento, se não todo, acontece na parte inferior do filtro e está associada a grande quantidade de sólidos biológicos que estão mantidos livremente dentro dos vazios intersticiais do meio suporte. Sugerindo assim, que a habilidade do meio suporte reter e prevenir lavagem dos sólidos biológicos é um parâmetro de maior importância que a área específica. Assim a área específica torna-se importante somente quando a massa de sólidos aderida na superfície é relativamente grande para a massa de sólidos retida livremente nos espaços vazios intersticiais<sup>51</sup>.

Porém, a acumulação de biomassa no fundo do reator operado com fluxo ascendente, pode promover entupimento ou formação de caminhos preferenciais<sup>32</sup>. Os problemas de entupimento podem ser minimizados utilizando-se, como preenchimento dos reatores, peças de plástico ou outros materiais com grande índice de vazios<sup>49</sup>.

O regime hidráulico dos filtros anaeróbios de fluxo ascendente é basicamente escoamento pistonado (*plug-flow*)<sup>51</sup>. Contudo, ocorre desvio de um *plug-flow* ideal pois o processo biológico neste filtros não é homogêneo, uma vez que, altas concentrações de substrato e biomassa são normalmente notadas no fundo do reator, enquanto relativamente baixas concentrações ocorrem no topo<sup>52</sup>.



### 2.2.5 Carga orgânica, tempo de detenção hidráulica e tempo de residência celular

A velocidade em que o processo ocorre é de fundamental importância, visto que dela depende o volume dos digestores para tratar uma determinada quantidade de resíduos. Tendo em vista que ocorre entre os resíduos uma enorme variação de concentração de matéria orgânica, a carga orgânica aplicada é o parâmetro mais indicado para se medir a velocidade em que ocorre a digestão anaeróbia. Para um resíduo contendo uma determinada concentração de matéria orgânica, a carga orgânica aplicada ao digestor é inversamente proporcional ao tempo de detenção hidráulica (TDH)<sup>53</sup>:

$$\text{carga orgânica} = \frac{\text{concentração de matéria orgânica}}{\text{TDH}} \quad (7)$$

TDH: tempo de detenção hidráulica (T).

O tempo de detenção hidráulica também é utilizado para expressar a velocidade do processo<sup>53</sup>. Em sistemas em que o volume de líquido que entra é igual ao volume que sai, o tempo de detenção hidráulica (TDH) pode ser descrito como<sup>32</sup>:

$$\text{TDH} = \frac{V}{Q} \quad (8)$$

V: volume do reator (L<sup>3</sup>);

Q: vazão de afluente bruto (L<sup>3</sup>/T).

Há exemplos de processos de digestão anaeróbia operando com tempos de detenção hidráulica desde algumas dezenas de dias até algumas poucas horas<sup>53</sup>.

O tempo de residência celular ou idade do lodo ( $\theta_c$ ) é definido como a massa de sólidos no sistema dividida pela massa de sólidos retirada do sistema por unidade de tempo. O inverso do tempo de residência celular indica de forma grosseira, mas simples, a velocidade específica de produção a que estão submetidas as bactérias<sup>53</sup>.

Se o sistema possuir mecanismo de retenção de sólidos pode-se dizer que  $\theta_c > TDH$ , se não possuir mecanismo de retenção de sólidos então,  $\theta_c = TDH$  pois a biomassa pode ser removida do sistema antes do tempo necessário para crescer.

Nos reatores anaeróbios de alta taxa em que ocorre retorno ou retenção de biomassa, o tempo de residência celular no sistema, passa a ser independente do tempo de detenção hidráulica. Ao contrário, nos sistemas que não possuem mecanismos de retenção de biomassa (sistemas convencionais), torna-se necessário manter o tempo de detenção hidráulica igual ao tempo de residência celular, sob pena de que a biomassa seja removida do sistema antes que tenha tempo para crescer. No caso das arqueias metanogênicas, este tempo corresponde a cerca de 10 dias<sup>53</sup>.

No sistema, uma célula bacteriana deve permanecer um tempo superior ao necessário para se duplicar, este tempo é definido como tempo de retenção celular mínimo, caso contrário ocorrerá uma redução da concentração de biomassa no sistema, o que pode levar a um posterior colapso. Nos reatores anaeróbios onde encontra-se uma variedade de microrganismos, o tempo de duplicação celular a ser considerado é o da espécie que apresenta multiplicação mais lenta. Sendo, de modo geral considerado o tempo das arqueias metanogênicas acetoclásticas<sup>32</sup>.

### 2.3 PARÂMETROS DE CONTROLE DOS PROCESSOS ANAERÓBIOS

Os principais parâmetros de controle em processos anaeróbios são: temperatura, pH, ácidos voláteis, alcalinidade, produção e composição dos gases e remoção da matéria orgânica.

### 2.3.1 Temperatura

A temperatura afeta os processos biológicos de duas formas: influenciando as taxas das reações enzimáticas (taxa de remoção de substrato), que são regidas pela equação de Arrhenius, e influenciando as taxas de difusão do substrato<sup>32</sup>.

O processo anaeróbio pode ocorrer nas faixas mesófila (15 a 45°C) ou termófila (50 a 65°C) de temperatura. Na faixa mesófila a digestão anaeróbia se desenvolve bem em temperaturas desde 30 até 40°C (temperatura ótima entre 35 e 37°C). Na faixa termófila, a temperatura ótima está entre 57 e 62°C. Muito mais importante do que operar na temperatura ótima, é operar sem variações significativas na temperatura, pois as arqueias metanogênicas são bastante sensíveis a variações, especialmente a elevações de temperatura, as quais devem, portanto, sempre ser evitadas<sup>53</sup>.

A velocidade de digestão é maior a temperaturas termófilas, em relação às mesófilas<sup>54</sup>. Obtém-se também, operando-se na faixa termófila, lodos mais facilmente desidratáveis e maior remoção de patogênicos<sup>53</sup>. Porém, os custos relativos ao aquecimento em geral não compensam a utilização de temperaturas termófilas<sup>54</sup>.

Foi demonstrado que reatores de filme fixo operando a temperatura de 35°C reagem melhor a choques de carga do que a 25°C ou 10°C<sup>55</sup>. A taxa máxima de crescimento bacteriano decresce 11% a cada grau de decréscimo na temperatura, para digestores anaeróbios operados a temperaturas abaixo de 30°C, podendo-se assim, expressar a taxa relativa de digestão anaeróbia com auxílio de uma equação de Arrhenius<sup>34</sup>:

$$\frac{r_{T_1}}{r_{T_2}} = 1,11^{(T_1 - T_2)} \quad (9)$$

$r_{T_1}$  : taxa de digestão anaeróbia na temperatura  $T_1$ ;

$r_{T_2}$  : taxa de digestão anaeróbia na temperatura  $T_2$ ;

T: temperatura (K).

### 2.3.2 pH

O pH juntamente com a alcalinidade e os ácidos voláteis estão intimamente relacionados entre si, sendo igualmente importantes para o controle e a operação adequada dos processos anaeróbios. O efeito do pH sobre o processo se manifesta de duas formas principais<sup>32</sup>:

- diretamente: afetando por exemplo a atividade de enzimas, como é o caso da alteração de suas estruturas proteicas, que pode ocorrer de maneira drástica como resultado de mudanças no pH;
- indiretamente: afetando a toxicidade de um número de compostos.

Valores de pH próximos a neutralidade são considerados os melhores para as arqueias metanogênicas, sendo que a faixa 7,0 a 7,2 é aceita como ótima, ainda que a digestão anaeróbia possa ocorrer no intervalo de 6 a 8, a medida que se aproxima destes limites, a eficácia do processo diminui<sup>54</sup>.

Valores de pH abaixo de 6,0 e acima de 8,3 devem ser evitados, uma vez que estes podem inibir por completo as bactérias formadoras de metano<sup>32</sup>.

Com relação à estabilidade do processo, o fato das bactérias produtoras de ácido serem muito menos sensíveis ao pH que as arqueias metanogênicas é particularmente importante. As bactérias produtoras de ácidos têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 5,0 e 6,0, podendo mostrarem-se bastante ativas, mesmo para valores de pH tão baixos quanto 4,5. Na prática isso significa que a produção de ácidos em um reator pode continuar livremente, apesar da produção de metano ter sido praticamente interrompida devido aos baixos valores de pH. Como resultado, tem-se um aumento significativo da acidez do conteúdo do reator<sup>32</sup>. Podendo em casos mais drásticos provocar a perda total do digestor<sup>53</sup>. Dessa forma, o controle de pH objetiva principalmente a eliminação do risco de inibição das bactérias metanogênicas pelos baixos valores de pH, evitando assim a falha do processo<sup>32</sup>.

### **2.3.3 Ácidos graxos voláteis**

Ácidos voláteis são subprodutos das bactérias formadoras de ácido. Uma digestão ideal é promovida quando ocorre uma harmonia entre a produção e o consumo de ácidos voláteis. O acúmulo de ácidos voláteis pode ter um desastroso efeito na digestão anaeróbia se a capacidade de tamponamento do sistema for excedida e o pH cair a níveis desfavoráveis<sup>56</sup>.

A inibição de toda a ação microbiana pode aumentar por qualquer diminuição de pH devido à própria produção de ácidos, visto que a parede celular das bactérias é muito mais permeável às moléculas não dissociadas (cuja formação é favorecida pela redução de pH) em comparação com suas formas ionizadas<sup>53</sup>.

Sob condições normais, os níveis de ácidos voláteis no digestor situam-se na faixa de 50 até 250 mg/L. Os níveis de ácidos voláteis podem aumentar até a faixa de 2.000 a 6.000 mg/L em uma condição de desbalanceamento (desequilíbrio)<sup>56</sup>. Nesta faixa, comumente, acredita-se que os ácidos voláteis são tóxicos aos microrganismos metanogênicos, independente do pH<sup>57</sup>.

Os ácidos graxos voláteis encontrados mais comumente em reatores anaeróbios e em maiores concentrações são os ácidos acético, propiônico e butírico<sup>58</sup>.

Os ácidos voláteis podem se acumular nos digestores por diversos motivos: sobrecarga orgânica, sobrecarga hidráulica (lavagem das arqueias metanogênicas), sobrecarga tóxica (geralmente os microrganismos mais inibidos são as arqueias metanogênicas) e outros fatores como variações bruscas de temperatura e pH<sup>53</sup>.

### **2.3.4 Alcalinidade**

Tamponamento pode ser entendido como a capacidade de uma solução em evitar mudanças de pH. Uma solução tampão consiste na mistura de um ácido fraco com o seu sal correspondente, possibilitando dessa forma o agrupamento dos íons  $H^+$  e  $OH^-$  e evitando tanto o aumento como o abaixamento do pH<sup>32</sup>.

$$pH = pK_{HA} + \log \frac{[A^-]}{[HA]} \quad (10)$$

pH:  $-\log [H^+]$ ;

$pK_{HA}$ :  $-\log K_{HA}$  ( $K_{HA}$ : constante de dissociação do ácido HA).

Nos processos anaeróbios os dois principais fatores que afetam o pH são o ácido carbônico e os ácidos voláteis<sup>59</sup>. Na faixa de pH entre 6,0 e 7,5 a capacidade de tamponamento do sistema anaeróbio é quase que completamente dependente dos bicarbonatos, os quais, em equilíbrio com a dissociação do ácido carbônico, tendem a regular a concentração do íon hidrogênio, como a seguir<sup>60</sup>:



$$K_1 = \frac{[HCO_3^-] \cdot [H^+]}{[H_2CO_3]} \quad (K_1 = 4,45 \times 10^{-7} \text{ a } 25^\circ\text{C}) \quad (11)$$

$K_1$ : constante de equilíbrio para dissociação do ácido carbônico, que relaciona-se com todo o  $CO_2$  dissolvido no líquido.

A presença de gás carbônico também cria uma condição ácida, uma vez que esse dissolve-se na água presente no reator<sup>59</sup>. Existe um equilíbrio entre a pressão parcial do gás carbônico na fase gasosa e a concentração de ácido carbônico em solução, conforme a relação a seguir<sup>60</sup>:

$$K_2 = \frac{[H_2CO_3]}{P_{CO_2}} \quad (12)$$

$K_2$ : constante de equilíbrio para solubilização do  $CO_2$ ;

$P_{CO_2}$ : pressão parcial do gás carbônico na fase gasosa.

A relação entre alcalinidade e pH é dada então de acordo com a expressão a seguir<sup>59</sup>:

$$pH = pK_1 + pK_2 + \log \frac{[HCO_3^-]}{P_{CO_2}} \quad (13)$$

$pK_1$ :  $-\log K_1$ ;

pK<sub>2</sub>: - log K<sub>2</sub>.

Como resultado da reação da alcalinidade com os ácidos graxos voláteis produzidos no sistema, a alcalinidade bicarbonato é convertida em alcalinidade de ácidos voláteis, porque os ácidos voláteis são mais fortes que os bicarbonatos<sup>32</sup>. Todavia, a capacidade de tamponamento da alcalinidade dos ácidos voláteis ocorre na faixa de pH entre 3,75 e 5,75, sendo portanto de pouca importância na digestão anaeróbia. Dessa forma, deve-se prover a suplementação da alcalinidade bicarbonato perdida na reação com os ácidos voláteis<sup>59</sup>.

Na prática, para se obter a alcalinidade bicarbonato deve-se descontar da alcalinidade total a fração correspondente à alcalinidade dos ácidos voláteis<sup>54</sup>.

$$AB = AT - 0,85 \cdot 0,833 \cdot AV \quad (14)$$

AB: alcalinidade bicarbonato (M CaCO<sub>3</sub>/L<sup>3</sup>);

AT: alcalinidade total (M CaCO<sub>3</sub>/L<sup>3</sup>);

AV: concentração de ácidos graxos voláteis (M CH<sub>3</sub>COOH/L<sup>3</sup>);

0,85: fator de correção que considera que a titulação tem seu ponto final em pH 4,0 e somente 85% da alcalinidade dos ácidos voláteis é medida neste pH;

0,833: fator que converte ácidos voláteis, como ácido acético, em CaCO<sub>3</sub> (alcalinidade).

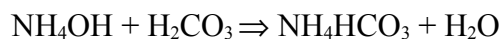
Quando a alcalinidade devida aos ácidos voláteis ultrapassa a alcalinidade devida ao bicarbonato, o sistema passa a ser instável, podendo sofrer sensíveis quedas de pH, a qualquer novo aumento na concentração de ácidos voláteis<sup>53</sup>.

Tanto a alcalinidade como os ácidos voláteis derivam primariamente da decomposição dos compostos orgânicos durante a digestão, como a seguir a digestão do acetato de sódio, por exemplo, que pode levar à formação de bicarbonato de sódio<sup>32</sup>.



A alcalinidade pode também ser formada através da conversão de proteínas e aminoácidos, com formação de amônia (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>). A combinação da amônia com o ácido

carbônico em solução leva à formação de bicarbonato de amônia<sup>32</sup>. Entretanto, na faixa de pH de 6,0 a 7,5 a ação de tamponamento da amônia é desprezível, ficando o tamponamento do meio quase que totalmente dependente da dissociação do ácido carbônico<sup>60</sup>.



A digestão de compostos orgânicos que não estão associados (ligados) a um cátion não produzem alcalinidade. Tal fato ocorre, por exemplo, na degradação de carboidratos e álcoois. Isto é particularmente importante devido à elevada síntese microbiana durante a degradação de carboidratos, podendo resultar na depressão da alcalinidade, caso o bicarbonato de amônia presente seja utilizado como fonte de nitrogênio para a síntese biológica<sup>32</sup>.

No monitoramento de reatores anaeróbios a verificação sistemática da alcalinidade torna-se mais importante que a avaliação do pH. Isso se deve à escala logarítmica do pH, significando que pequenas diminuições de pH implicam no consumo de elevada quantidade de alcalinidade, diminuindo a capacidade de tamponamento do meio<sup>32</sup>.

Um valor de alcalinidade bicarbonato de 2.500 a 5.000 mgCaCO<sub>3</sub>/L é desejável, pois confere um bom poder de tamponamento ao meio em digestão<sup>54</sup>.

Para se determinar separadamente as parcelas de alcalinidade bicarbonato e de alcalinidade dos ácidos voláteis, pode-se proceder a titulação da amostra em dois estágios<sup>61</sup>:

- titulação até o pH 5,75: o primeiro estágio de titulação fornece a alcalinidade parcial (AP), praticamente equivalente à alcalinidade bicarbonato;
- titulação do pH 5,75 até o pH 4,3: o segundo estágio de titulação fornece a alcalinidade intermediária (AI), praticamente equivalente à alcalinidade dos ácidos voláteis.

Um aspecto importante dessa determinação da alcalinidade em dois estágios refere-se ao significado da relação AI/AP. Valores de AI/AP superiores a 0,3 indicam a ocorrência de distúrbios no processo de digestão anaeróbia<sup>61</sup>.



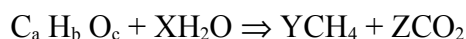
Outra relação é ácidos voláteis totais/alcalinidade total (AVT/AT), a qual é considerada o melhor indicativo para avaliar a evolução da digestão anaeróbia, através da tolerância de ácidos orgânicos que o reator pode suportar e a capacidade de tamponamento do sistema. Valores entre 0,1 e 0,3 são ideais; entre 0,3 e 0,4 significam *stress*, 0,5 significa distúrbios e 0,8 colapso<sup>56</sup>.

Do ponto de vista operacional, se a alcalinidade for gerada a partir do esgoto afluyente, é desejável a manutenção de elevados níveis de alcalinidade no sistema porque elevadas concentrações de ácidos poderiam ser tamponadas sem ocasionar queda substancial do pH. Quando o pH do afluyente é muito baixo e o sistema não consegue produzir alcalinidade suficiente para neutralizar esta acidez, faz-se necessário a adição de produtos alcalinos para manter o pH do meio próximo à neutralidade. Os principais produtos químicos utilizados são  $\text{Ca(OH)}_2$ ,  $\text{CaO}$ ,  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{NaHCO}_3$ ,  $\text{NaOH}$ ,  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$ . Produtos como  $\text{NaHCO}_3$  e  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  fornecem alcalinidade bicarbonato diretamente, enquanto outros reagem com o  $\text{CO}_2$  para formar  $\text{HCO}_3^-$ <sup>32</sup>.

### 2.3.5 Produção e composição dos gases

A produção e a composição dos gases estão diretamente relacionadas com a qualidade e quantidade de matéria orgânica presente no lixiviado. A diminuição da produção de gás ao longo do processo, independente da fase de degradação dos compostos, pode indicar desequilíbrio no processo. Além disso, pode também ser uma consequência de oscilações na carga orgânica aplicada, ou mudanças no conteúdo de  $\text{CO}_2$  no gás gerado<sup>58</sup>.

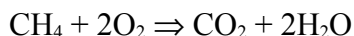
Quando se conhece a composição química do despejo, é possível prever a quantidade e a composição dos gases que deverão ser produzidos pela sua degradação anaeróbia, simplesmente através da formulação estequiométrica<sup>36</sup>.



Os gases produzidos normalmente contêm 50 a 70% de CH<sub>4</sub>, sendo o restante constituído principalmente por CO<sub>2</sub>, eventualmente pouca percentagem de H<sub>2</sub>S e traços de N<sub>2</sub> e H<sub>2</sub><sup>53</sup>. Se a metanogênese, por algum motivo, for parcialmente inibida, a percentagem de CO<sub>2</sub> aumentará sensivelmente, indicando um aumento da acidificação. Se na alimentação houver uma concentração elevada de sulfato, sulfito ou tiosulfato na forma combinada ou livre, certamente haverá uma elevada percentagem de H<sub>2</sub>S no gás gerado<sup>58</sup>.

### **2.3.6 Remoção de matéria orgânica**

Toda a DQO removida do sistema é transferida para os gases (sem contabilizar a DQO consumida para a síntese e produção de energia), a DQO remanescente é aquela correspondente ao metano pois o CO<sub>2</sub> não exerce demanda de oxigênio visto que este carbono está totalmente oxidado<sup>53</sup>.



Da equação acima conclui-se que 1g de DQO removida corresponde a 0,25g ou 0,35L de CH<sub>4</sub> na CNTP. Assim, conhecendo-se a DQO afluente e a eficiência provável do sistema, qualquer desvio da produção esperada de CH<sub>4</sub> é indicação de condições inadequadas no reator<sup>53</sup>.

## **2.4 COMPOSTOS TÓXICOS E SEU CONTROLE**

A digestão anaeróbia tem certa limitação no seu emprego devido ao efeito de substâncias tóxicas a este metabolismo, uma vez que existe uma percepção difundida de que os processos anaeróbios não são capazes de o tolerar<sup>62</sup>. É verdade que as arqueias metanogênicas podem ser mais facilmente inibidas por toxinas, devido à pequena fração de substrato sintetizado em células e ao elevado tempo de geração desses microrganismos<sup>32</sup>. Contudo, os microrganismos usualmente possuem uma determinada capacidade de adaptação às concentrações inibidoras da maioria dos compostos. Esta capacidade de adaptação é

relativa, e em alguns casos a atividade depois da aclimatação pode se aproximar da obtida na ausência do material inibitório<sup>63</sup>. O impacto da toxicidade pode ser minimizado através da utilização de elevados tempos de residência de sólidos e minimização do tempo de residência das toxinas no sistema<sup>62</sup>.

Tendo em vista que qualquer composto quando presente em concentrações suficientemente elevadas pode ser tóxico, a toxicidade deve ser discutida em termos de níveis tóxicos ao invés de compostos tóxicos<sup>32</sup>.

Existem diversos compostos orgânicos e inorgânicos que podem ser tóxicos ou inibidores ao processo anaeróbio, entre estes podemos citar os metais alcalinos e alcalinos terrosos (sódio, potássio, cálcio e magnésio), os sais, a amônia, o sulfeto, os metais pesados, os álcoois e os ácidos graxos de cadeia longa (oleato de sódio)<sup>63</sup>. O termo tóxico é relativo, e a concentração a qual um material torna-se tóxico pode variar de uma fração de mg/L até milhares de mg/L. O efeito geral resultante da adição da maioria destes pode variar de estimulante a tóxico, a estimulação da atividade microbiana é usualmente conseguida a baixas concentrações, mas isso depende também do tipo de composto presente. Conforme a concentração é aumentada, a taxa de atividade microbiana começa a diminuir, alcançando-se um ponto onde a inibição é evidente e a taxa de atividade microbiana é menor que a alcançada na ausência do material. Em altas concentrações, a taxa de atividade microbiana pode se aproximar de zero<sup>63</sup>.

#### **2.4.1 Toxicidade pela amônia**

A amônia é benéfica aos processos microbiológicos como fonte de nitrogênio e como tampão para as mudanças de pH. A mesma é usualmente formada no tratamento anaeróbio da degradação de esgotos ricos em compostos protéicos ou uréia. O excesso de nitrogênio amoniacal pode causar um impacto tóxico nos processos anaeróbios, assim estes esgotos com alto teor de proteína, podem liberar amônia suficiente para causar inibição<sup>63, 64</sup>.

A amônia pode estar presente na forma de íon amônio ( $\text{NH}_4^+$ ) ou como amônia livre ( $\text{NH}_3$ ), também denominada amônia gasosa dissolvida. Entretanto, quando presentes em elevadas concentrações, tanto o íon amônio quanto a amônia livre podem se tornar inibidores do processo. Estas duas formas de amônia se apresentam em equilíbrio, com a concentração relativa de cada uma dependendo do pH do meio, conforme indica a equação a seguir<sup>63</sup>:



$$K_{\text{NH}_4^+} = \frac{[\text{NH}_3][\text{H}^+]}{[\text{NH}_4^+]} \quad (K_{\text{NH}_4^+} = 1,13 \times 10^{-9} \text{ a } 35^\circ\text{C}) \quad (15)$$

$K_{\text{NH}_4^+}$  : constante de dissociação do  $\text{NH}_4^+$ .

Quando a concentração do íon hidrogênio é suficientemente alta (pH igual ou inferior a 7,2), o equilíbrio é deslocado para a esquerda e, dessa forma, a inibição está relacionada à concentração do íon amônio. Para níveis mais elevados de pH (concentração do íon hidrogênio menor) o equilíbrio desloca-se para a direita, e, então, nesta situação a amônia livre pode se tornar o agente inibidor<sup>63</sup>. Em pH 7,0, a amônia livre representa 1,1% do nitrogênio amoniacal total (NAT), o qual corresponde a soma das concentrações de íon amônio com amônia livre; enquanto a pH 8,0, 10,2% de amônia livre está presente<sup>65</sup>.

Para sistemas bem aclimatizados, o efeito da inibição por amônia na atividade metanogênica é melhor ilustrado pela concentração do íon amônio do que pela concentração de amônia livre. Em contrapartida, no que se refere a um sistema não aclimatizado, o período para aclimatação das bactérias depende da concentração de amônia livre (e não do íon amônio), indicando assim que esta é fator mais sensível que a quantidade de íon amônio<sup>66</sup>.

A amônia livre é inibidora em concentrações muito menores do que o íon amônio. Segundo alguns autores<sup>57, 63</sup> concentrações de amônia livre acima de 150 mg/L são tóxicas às arqueias metanogênicas, enquanto o limite máximo de segurança para o íon amônio é da ordem de 3.000 mg/L.

A concentração de amônia livre depende principalmente de 3 parâmetros: concentração de nitrogênio amoniacal total, pH e temperatura. O aumento da temperatura promove aumento da concentração de amônia livre<sup>67</sup>. O efeito de inibição da amônia livre na atividade metanogênica é fortemente dependente do pH como apresentado na Tabela 2<sup>66</sup>.

Tabela 2. Concentração de amônia livre para inibição em função do pH<sup>66</sup>.

pH	Concentração crítica de amônia livre para inibição (mg/L)	Concentração de amônia livre para 50% de inibição (mg/L)	Concentração de amônia livre para 10% de inibição (mg/L)
6,5	28	20	8
7,0	97	80	52
7,5	300	195	71
8,0	890	567	199
8,5	2.000	1.438	668
9,0	3.003	1.778	526

Já, as concentrações de NAT, podem ter efeito benéfico ou adverso nos processos anaeróbios, conforme o Quadro 3<sup>63</sup>.

Quadro 3. Efeito do nitrogênio amoniacal total no tratamento anaeróbio<sup>63</sup>.

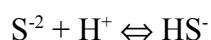
Concentração de nitrogênio amoniacal total em mg/L	Efeito
50-200	Benéfico
200-1.000	Não tem efeito adverso
1.500-3.000	Inibidor para pH > 7,4-7,6
Acima de 3.000	Tóxico

É aconselhado que a concentração de amônia livre deva ser mantida abaixo de 80-100 mg/L para um ótimo desempenho do processo anaeróbio<sup>65</sup>. Também são relatadas concentrações máximas toleráveis de nitrogênio amoniacal de 5.000 mg/L, sem significativa alteração do desempenho do processo anaeróbio, correspondendo a uma concentração de amônia livre de 55 mg/L, em pH 7,0<sup>64, 68</sup>. Em processos anaeróbios utilizando filtros como reatores a toxicidade é esperada em concentrações de amônia livre maiores que 100 mg/L<sup>37</sup>. Também foi relatado que filtros anaeróbios operaram com sucesso em concentrações de nitrogênio amoniacal total de 6.000 mg/L a 7.800 mg/L<sup>65</sup>.

#### 2.4.2 Toxicidade pelo sulfeto

A toxicidade pelo sulfeto é um problema potencial no tratamento anaeróbio, principalmente devido à redução biológica dos sulfatos e outros compostos inorgânicos

contendo enxofre, como também pela degradação anaeróbia de compostos ricos em proteína<sup>62</sup>.  
<sup>63</sup>. A redução de sulfato ( $S^{+6}$ ), o qual se reduz a sulfito em uma etapa intermediária, leva a formação de  $S^{-2}$ , que em meio aquoso é encontrado nas espécies indicadas nas reações químicas a seguir, de acordo com o pH<sup>58</sup>.



Sulfetos produzidos no tratamento anaeróbio podem existir na forma solúvel ou insolúvel, dependendo dos cátions com os quais eles se associam. Sulfetos de metais pesados são insolúveis e precipitam da solução, com exceção do sulfeto de cromo. Na forma insolúvel a toxicidade tanto dos metais como do sulfeto diminui grandemente. Os sulfetos solúveis formam ácido fraco, o qual dissocia-se em solução<sup>63</sup>.

A dissociação das espécies está relacionada à temperatura e ao pH do meio, assim a forma não dissociada ( $H_2S$ ) é o principal componente dissolvido para valores de pH inferiores a 7, a forma dissociada ( $HS^{-}$ ) predomina para valores de pH entre 7 e 14<sup>32</sup>.

A inibição pelo sulfeto é dependente da concentração de sulfeto de hidrogênio não dissociado ( $H_2S$ ) no meio, o que indica que dentro da faixa de pH usualmente associada a digestão anaeróbia (6,5 a 8) a inibição pelo sulfeto é fortemente dependente do pH<sup>32</sup>.

Concentrações de sulfetos solúveis da ordem de 50 a 100 mg/L podem ser toleradas com pequena ou nenhuma aclimação do sistema. Os sulfetos solúveis passam a ser bastante tóxicos quando presentes em concentrações acima de 200 mg/L, mas podem ser tolerados até esta concentração se a operação do sistema for contínua e se alguma aclimação for propiciada à biomassa<sup>63</sup>.

## 2.5 PROCESSOS DE SEPARAÇÃO COM MEMBRANAS

Membranas de filtração têm sido usadas para separações sólido/líquido em aplicações no tratamento de água desde 1.950, quando a osmose reversa tornou-se importante para a dessalinização da água do mar e água salobra<sup>69</sup>.

A tecnologia de membranas viabilizou a construção de sistemas compactos de tratamento de esgotos, que produzem uma água de reuso de alta qualidade a um preço competitivo com o preço de produção de água de reuso dos sistemas convencionais<sup>70</sup>.

Nas aplicações de tratamento avançado de efluentes, a microfiltração tem sido usada para reduzir a turbidez, remover sólidos suspensos residuais, e reduzir as bactérias até condição da água para efetiva desinfecção e como pré-tratamento para a osmose reversa<sup>71</sup>.

### 2.5.1 Fundamentos da tecnologia de membranas

A filtração é definida como a separação entre dois ou mais componentes de um fluxo de fluido, baseado fundamentalmente na diferença de tamanho das partículas<sup>72</sup>. Na filtração com membranas a faixa de tamanho de partícula é estendida até incluir constituintes dissolvidos (tipicamente 0,0001 até 1,0  $\mu\text{m}$ )<sup>71</sup>.

Membrana é uma barreira seletiva, a qual permite a passagem de certos componentes e retém outros componentes de uma mistura<sup>72</sup>. O líquido que atravessa a membrana é chamado permeado ou filtrado e o líquido contendo os constituintes retidos é conhecido como concentrado ou rejeito. A Figura 4 apresenta a representação esquemática do processo com membranas, onde  $k_w$  e  $k_i$  são os coeficientes de transferência de massa da água e do soluto, respectivamente<sup>71</sup>.

A seletividade das membranas varia tendo em vista modificações do tamanho dos poros, alteração das propriedades físico-químicas, principalmente na superfície da mesma<sup>70</sup>.

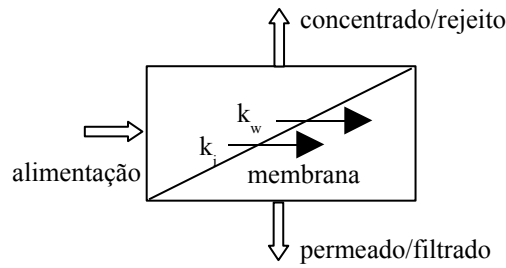


Figura 4. Representação esquemática do processo com membranas<sup>71</sup>.

### 2.5.2 Classificação dos processos com membranas

Os principais processos de separação por membranas são: microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração, osmose reversa, diálise e eletrodialise. Processos com membranas são classificados de diversas formas, incluindo: tipo de material que a membrana é fabricada, natureza da força motriz, mecanismo de separação e tamanho nominal da separação alcançada<sup>71</sup>. A Figura 5 mostra diferentes processos de separação baseados na diferença de tamanho das partículas. No Quadro 4 são apresentadas as características de vários processos de separação com membranas.

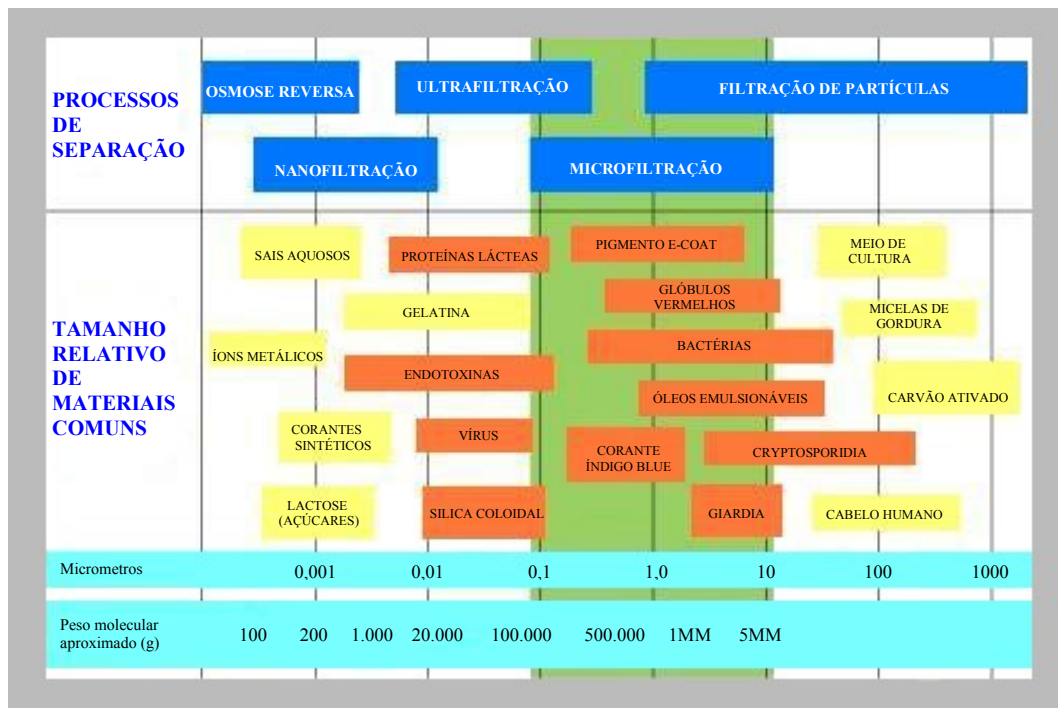


Figura 5. Processos de separação baseados na diferença de tamanho<sup>73</sup>.



Quadro 4. Características dos processos de separação com membranas<sup>72</sup>.

Processo	Força motriz	Material retido	Material que permeia
Osmose	Potencial químico	Solutos, água	Água
Diálise	Diferença de concentração	Moléculas grandes, água	Moléculas pequenas, água
Microfiltração	Pressão	Partículas suspensas, água	Moléculas grandes, água
Ultrafiltração	Pressão	Moléculas grandes, água	Moléculas pequenas, água
Nanofiltração	Pressão	Água, moléculas pequenas, sais divalentes, ácidos dissociados	Água, íons monovalentes, ácidos não dissociados
Osmose reversa	Pressão	Todos os solutos, água	Água
Eletrodiálise	Voltagem/corrente	Solutos não iônicos, água	Solutos ionizados, água
Pervaporação	Pressão	Moléculas não voláteis, água	Pequenas moléculas voláteis, água

### 2.5.3 Materiais e módulos das membranas

As membranas usadas para o tratamento de água e efluentes tipicamente consistem de uma fina película tendo uma espessura de aproximadamente 0,20 a 0,25  $\mu\text{m}$  suportada em uma estrutura mais porosa com aproximadamente 100  $\mu\text{m}$  de espessura<sup>71</sup>.

De maneira geral qualquer material que permita a síntese de filmes com porosidade controlada pode ser utilizado para a fabricação de membranas<sup>70</sup>. Assim, as membranas podem ser fabricadas de materiais inorgânicos e orgânicos<sup>71</sup>. O Quadro 5 apresenta um comparativo das propriedades das membranas inorgânicas e orgânicas.

Quadro 5. Comparativo das propriedades das membranas inorgânicas e orgânicas<sup>70</sup>.

Propriedade	Membrana inorgânica	Membrana orgânica
Aplicação	MF, UF	MF, UF, NF, OR
Resistência térmica	Cerâmicas < 250°C Carvão/grafite < 180°C Aço < 400°C	Celulose de acetato < 40°C Poliacrilonitrila < 60°C Polisulfona < 90°C Aramida < 45°C Polipropileno < 70°C
Faixa de pH	0-14	Maioria dos polímeros: 2-12 Acetato de celulose: 4,5 < pH < 6,5
Resistência mecânica	Boa	Média a ruim, necessitam de suporte
Tolerância a materiais oxidantes	Boa	Depende do polímero, tempo de contato e concentração do oxidante
Compactação	Não	Sim
Vida útil	10 anos	5 anos

O módulo é o elemento básico de um sistema de membrana, congregando todas as estruturas necessárias para propiciar a operação da membrana. Os principais tipos de módulos são: módulos com placas, módulos tubulares, módulos espirais, módulos com fibras ocas e módulos com discos rotatórios<sup>70</sup>.

#### **2.5.4 Operação com membranas**

A operação de processos com membranas é bastante simples. O bombeamento é usado para pressurizar o fluido de alimentação e para promover a circulação deste através do módulo. Uma válvula reguladora de pressão é usada para manter a pressão do rejeito. O permeado é retirado tipicamente a pressão atmosférica. Como os constituintes do fluido de alimentação acumulam na membrana (freqüentemente chamado *fouling* da membrana), a pressão aumenta no lado da alimentação, o fluxo da membrana (isto é, o fluxo através da membrana) começa a decrescer, e a percentagem de rejeição também começa a decrescer. Quando o desempenho deteriora para um dado nível, os módulos da membrana são tirados de serviço e retrolavados e/ou limpos quimicamente<sup>71</sup>.

#### **2.5.5 Configurações das membranas**

Três diferentes configurações de processo são usadas nas unidades de microfiltração e ultrafiltração: filtração transversal, filtração tangencial e filtração dinâmica. Na filtração transversal ou estática, a suspensão sólido/líquido é bombeada contra à membrana em ângulo reto com a superfície da membrana<sup>74</sup>. Todo o fluido aplicado à membrana passa através da membrana<sup>71</sup>. O fluxo declina rapidamente com o tempo enquanto os sólidos são depositados na membrana<sup>69</sup>. Na filtração tangencial, a suspensão escoar em direção paralela a membrana de modo a provocar uma ação de cisalhamento, a qual tende a arrastar quaisquer sólidos acumulados por isso melhorando a taxa de filtração<sup>69, 74</sup>. Microfiltração tangencial pode portanto produzir taxas significativamente maiores de produção de permeado do que os sistemas equivalentes transversais<sup>75</sup>. Na filtração dinâmica o mesmo objetivo é obtido por meio de membranas móveis prevenindo acúmulo de particulados na superfície ativa da membrana<sup>74</sup>.

Para o modo de operação tangencial, a pressão transmembrana é dada pela seguinte expressão<sup>71</sup>:

$$P_T = \left( \frac{P_F + P_C}{2} \right) - P_P \quad (16)$$

$P_T$ : pressão transmembrana (Pa);

$P_F$ : pressão na entrada da corrente de alimentação (Pa);

$P_C$ : pressão da corrente de concentrado (Pa);

$P_P$ : pressão da corrente de permeado (Pa).

Para o modo de operação de alimentação direta, a pressão transmembrana é dada pela seguinte expressão<sup>71</sup>:

$$P_T = P_F - P_P \quad (17)$$

A vazão volumétrica total de permeado do sistema de membrana é dada por<sup>71</sup>:

$$Q_P = \frac{J_v}{A_m} \quad (18)$$

$Q_P$ : vazão de permeado ( $L^3/T$ );

$J_v$ : fluxo transmembrana ( $L^3/(L^2.T)$ );

$A_m$ : área de filtração da membrana ( $L^2$ ).

As pressões acima citadas são estáticas (manométricas) e, em vista disso, quando o permeado for coletado a pressão atmosférica, o valor de  $P_P$  será nulo.

A taxa de fluxo transmembrana pode ser calculada a partir da seguinte equação<sup>72</sup>:

$$J_v = \frac{A}{\eta} \cdot (P_T - \Delta\pi) \quad (19)$$

$A$ : coeficiente de permeabilidade da membrana ( $L^3/L^2$ );

$\eta$ : viscosidade dinâmica do permeado (Pa.T);

$\Delta\pi$ : diferença na pressão osmótica entre a alimentação e saída (Pa).

Para a microfiltração e ultrafiltração,  $\Delta\pi$  é considerada nula, pois antes e depois da membrana a pressão osmótica é a mesma, uma vez que a retenção dos compostos que a provocam é desprezível.

### 2.5.6 Modelos de fluxo

Vários modelos matemáticos estão disponíveis na literatura tentando descrever o mecanismo de transporte através das membranas. A polarização por concentração é o principal fenômeno responsável pelo acentuado desvio no fluxo em relação ao da água pura<sup>72</sup>.

O efeito geral da pressão no fluxo é mostrado na Figura 6. Em baixas pressões, baixas concentrações de alimentação e altas velocidades de alimentação, isto é, sob condições onde os efeitos da polarização por concentração são mínimos, o fluxo será afetado pela pressão transmembrana<sup>72</sup>.

Tem havido várias tentativas para modelar o fluxo na região controlada pela pressão como uma função dos parâmetros de operação do sistema e propriedades físicas. Nenhuma delas é totalmente satisfatória. O maior problema parece ser a impossibilidade de um modelo preciso para o fenômeno que ocorre perto da superfície<sup>72</sup>.

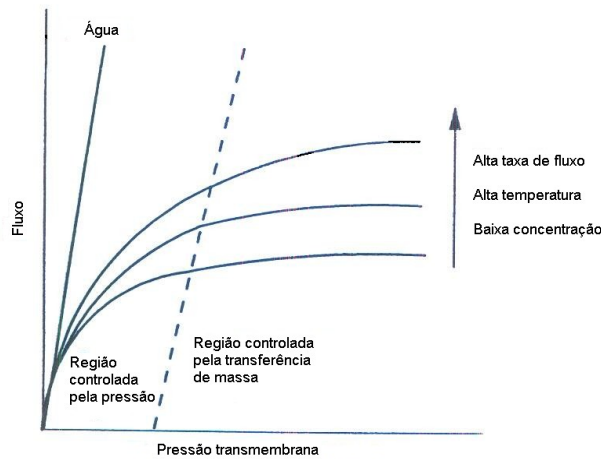


Figura 6. Efeito geral da pressão no fluxo<sup>72</sup>.

Numa situação ideal, por exemplo, com poros uniformemente distribuídos e de tamanho uniforme na membrana, ausência de *fouling*, polarização por concentração negligenciável, e outras, é geralmente acreditado que a melhor descrição do fluxo de fluido através dos microporos da membrana é dada pela lei de Hagen-Poiseuille para o fluxo aerodinâmico através dos canais. Este modelo relaciona queda de pressão transmembrana,

viscosidade, densidade e diâmetro do poro para taxa de fluxo através da membrana. Várias suposições foram feitas para obtenção deste modelo<sup>72</sup>:

- o fluxo através dos poros é laminar, isto é, o número de Reynolds é menor que aproximadamente 2.100;
- a densidade é constante, isto é, o líquido é incompressível;
- o fluxo é independente do tempo (condições de estado estacionário);
- o fluido é Newtoniano;
- efeitos de borda são negligenciados.

De acordo com o modelo de Hagen-Poiseuille, o fluxo é diretamente proporcional a pressão aplicada e inversamente proporcional à viscosidade, a qual é controlada principalmente por dois fatores: concentração de sólidos (ou composição da alimentação) e temperatura (para líquidos não-Newtonianos é também afetada pela taxa de cisalhamento e pela velocidade)<sup>72</sup>.

Portanto, aumento na temperatura ou na pressão pode aumentar o fluxo. Contudo, isto é verdadeiro apenas sob certas condições tais como baixa pressão, baixa concentração de alimentação e alta velocidade de alimentação. Quando o processo desvia de qualquer dessas condições, o fluxo torna-se independente da pressão, algumas vezes até em pressões bastante baixas. A relação pressão-fluxo é assintótica devido aos efeitos de polarização por concentração. Sob estas condições, o modelo de Hagen-Poiseuille não descreve mais adequadamente o processo da membrana<sup>72</sup>.

Uma das mais simples e amplamente usadas teorias para modelar o fluxo na região independente da pressão, ou seja, sistemas controlados pela transferência de massa é a teoria do filme. Esta teoria é mostrada esquematicamente na Figura 7<sup>72</sup>.

Quando a solução é filtrada, o soluto é conduzido a superfície da membrana por transporte convectivo a uma taxa  $J_s$ , definida como<sup>72</sup>:

$$J_s = J_v \cdot C_B \quad (20)$$

$J_s$ : taxa de transporte convectivo do soluto ( $M/(L^2.T)$ );

$J_v$ : fluxo transmembrana ( $L^3/(L^2.T)$ );

$C_B$ : concentração no meio líquido (*bulk*) do soluto rejeitado ( $M/L^3$ ).

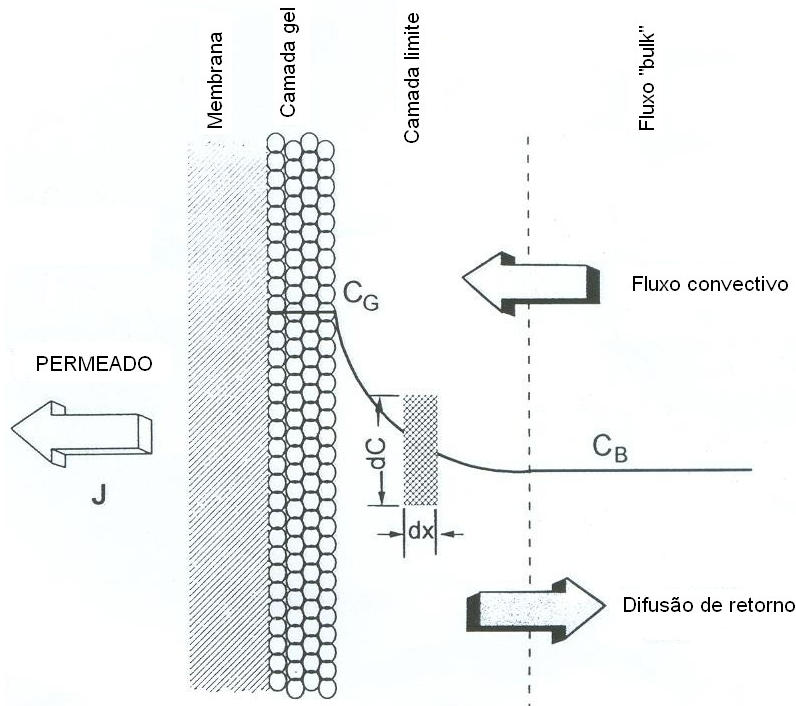


Figura 7. Esquema da polarização por concentração, mostrando o acúmulo da camada gel polarizada e associando a camada limite<sup>72</sup>.

O gradiente de concentração resultante faz com que o soluto seja transportado de volta para o meio da solução devido aos efeitos difusionais. Desprezando os gradientes axiais de concentração, a taxa de transporte de retorno do soluto é dada por<sup>72</sup>:

$$J_s = D \cdot \frac{dC}{dx} \quad (21)$$

$D$ : coeficiente de difusão ( $L^2/T$ );

$dC/dx$ : gradiente de concentração em um elemento diferencial da camada limite.

Em regime permanente os dois mecanismos estão em equilíbrio e as equações (20) e (21) podem ser igualadas e integradas na camada limite, resultando<sup>72</sup>:

$$J_v = \frac{D}{\delta} \cdot \ln \frac{C_G}{C_B} = k \cdot \ln \frac{C_G}{C_B} \quad (22)$$

$\delta$ : espessura da camada limite sobre a qual o gradiente de concentração existe (L);

$C_G$ : concentração do soluto na camada gel (M/L<sup>3</sup>);

$k$ : coeficiente de transferência de massa.

O modelo da transferência de massa não tem o termo pressão e portanto, este modelo é válido apenas na região independente da pressão. O fluxo final será controlado pela taxa em que o soluto é transferido da superfície da membrana para o meio líquido. Como os valores de  $C_G$  e  $C_B$  são fixados pelas propriedades físico-químicas dos compostos da alimentação, o fluxo só é aumentado pelo aumento de  $k$ . Este aumento é alcançado reduzindo-se a espessura da camada limite<sup>72</sup>.

Embora a teoria do filme seja uma boa aproximação quando a camada limite é fina e uniforme (como em fluxo turbulento), ela pode também ser aplicada em sistemas com fluxo laminar, conquanto que, as propriedades físicas e outras quantidades possam ser determinadas apropriadamente<sup>72</sup>.

Contudo, nenhum dos dois modelos discutidos anteriormente descreve o comportamento pressão-fluxo na sua totalidade, observado durante microfiltração e ultrafiltração típicas, isto é, pressão controlada em baixas pressões e pressão independente em altas pressões. A melhor aproximação para usar é o conceito de resistências em série, que é comum em transferência de calor<sup>72</sup>.

No modelo das resistências, utilizando água pura na alimentação, a relação  $\frac{A}{\eta}$  pode ser escrita como  $\frac{1}{R_m}$ , onde  $R_m$  é a resistência intrínseca da membrana, que pode ser determinada conforme a relação que segue<sup>72</sup>:

$$J_{v_{\text{água}}} = \frac{P_T}{R_m} \quad (23)$$

$R_m$ : resistência intrínseca da membrana.

A resistência intrínseca da membrana pode ser somente uma pequena parcela da resistência total. Quando ocorre o surgimento do *fouling* a resistência da membrana é alterada. Este fenômeno é considerado pela inclusão de outra resistência, que é a resistência do *fouling* ( $R_f$ ). Visto que, geralmente assume-se que o *fouling* é causado por interações físico-químicas,  $R_f$  relativamente, não será afetada pelos parâmetros de operação e, em vista disso, freqüentemente é unido à resistência intrínseca como  $R'_m$ . Então, a resistência da membrana passa a ser  $R'_m$ , que representa a soma da resistência intrínseca inicial com a resistência devido ao *fouling*. A polarização por concentração é considerada pela adição de outra resistência, que é a resistência de polarização por concentração ( $R_{pc}$ ), a qual é função dos parâmetros de operação e propriedades físicas. Assim, a equação de fluxo pode ser reescrita como<sup>72</sup>:

$$J_v = \frac{P_T}{R'_m + R_{pc}} \quad (24)$$

$R'_m$ : soma da resistência intrínseca inicial e da resistência do *fouling*;

$R_{pc}$ : resistência da camada de polarização por concentração.

A resistência da camada de polarização consiste de duas resistências:  $R_g$  que é devido a camada gel-polarizada e  $R_{BL}$  que é devido a camada limite. Como  $R_{pc}$  é uma função da pressão aplicada, pode-se dizer que<sup>72</sup>:

$$R_{pc} = \phi P_T \quad (25)$$

Assim, o modelo das resistências pode ser representado por<sup>72</sup>:

$$J_v = \frac{P_T}{R'_m + \phi P_T} \quad (26)$$

Apesar deste modelo descrever bem os dados, ele é pouco usual porque não explica os mecanismos para o desvio da linearidade. As constantes deste modelo devem ser obtidas experimentalmente. Esse modelo conceitualmente enquadra informações típicas de fluxo-pressão. Em baixas pressões, a  $R_{pc} \ll R'_m$  e o fluxo torna-se uma função da pressão. Em altas



pressões,  $R_{pc}$  tem se tornado relativamente maior. O fluxo é menos dependente da pressão e se aproxima de valor limite  $1/\phi$ . O termo  $\phi$  será uma função de variáveis que afetam a transferência de massa tais como viscosidade, taxa/velocidade de cisalhamento e temperatura. A pressão ótima para operar tal sistema é o ponto onde as resistências  $R'_m$  e  $R_{pc}$  são iguais<sup>72</sup>.

$$(P_T)_{\text{ótima}} = \frac{R'_m}{\phi} \quad (27)$$

### **2.5.7 Fenômeno da polarização por concentração e *fouling***

Um dos fenômenos comuns nos processos com membranas é o declínio do fluxo de permeado com o tempo. Este decréscimo, pode ser causado por vários fatores, tais como polarização por concentração, adsorção, camada gel e bloqueio dos poros. Todos esses fatores introduzem resistências adicionais no lado da alimentação ao transporte ao longo da membrana. O grau deste fenômeno é fortemente dependente dos tipos de processos e da solução de alimentação empregada. Várias resistências contribuem em diferentes graus para a resistência total,  $R_{tot}$ . No caso ideal, ou seja, utilizando água pura, apenas a resistência  $R_m$ , está envolvida. Devido a membrana ter mais habilidade para transportar um componente mais facilmente que outros, ou em alguns casos reter completamente os solutos, haverá uma acumulação de moléculas retidas perto da superfície da membrana. Isto resulta em uma camada altamente concentrada perto da membrana e esta camada exerce uma resistência ao transporte de massa, isto é, a resistência a polarização por concentração,  $R_{pc}$ <sup>76</sup>. Nesta camada, a concentração de solutos aumenta, e esta, de espessura supostamente constante, é denominada camada de polarização por concentração<sup>77</sup>. O fenômeno de polarização sempre ocorre e é inerente aos processos de separação com membranas. A concentração de moléculas de soluto acumuladas pode tornar-se tão alta que a camada gel pode ser formada, a qual exerce a resistência da camada gel,  $R_g$ . Isto acontece principalmente quando a solução contém proteínas. Com membranas porosas, que é caso das membranas de MF e UF, é possível para

alguns solutos penetrarem dentro da membrana e bloquearem os poros, conduzindo a uma resistência de bloqueio dos poros,  $R_b$ . Finalmente, uma resistência pode surgir devido ao fenômeno de adsorção, isto é, a resistência de adsorção,  $R_a$ . A adsorção faz com que todos os poros se tornem menores, podendo resultar no bloqueio total destes poros. A adsorção pode acontecer na superfície da membrana assim como dentro dos poros da mesma<sup>76</sup>. Os mecanismos de adsorção e bloqueio dos poros podem ocorrer apenas quando a matéria sólida do fluido de alimentação é menor que o tamanho do poro<sup>71</sup>. Os fenômenos que promovem o surgimento das resistências  $R_a$ ,  $R_b$  e uma parcela de  $R_g$  podem ser classificados como *fouling*, a outra parcela de  $R_g$  faz parte da polarização por concentração. A Figura 8 apresenta o panorama das diversas resistências sobre a membrana.

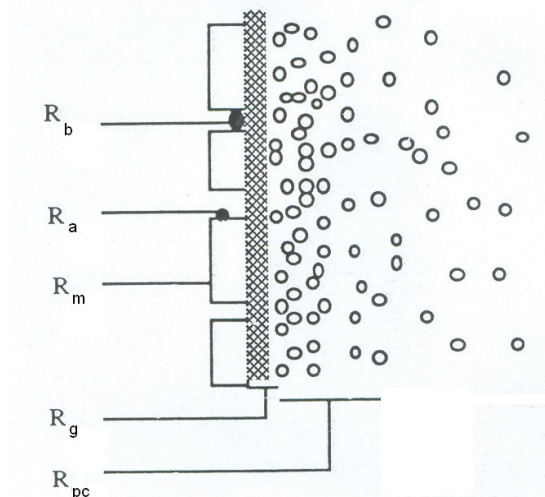


Figura 8. Panorama das diversas resistências sobre a membrana<sup>76</sup>.

Desta forma, o *fouling* é atribuído ao bloqueio dos poros, à agregação de solutos (os quais conduzem a formação de uma torta, ou camada gel, na superfície da membrana) ou ao fenômeno da adsorção<sup>78</sup>.

O *fouling* ocorre principalmente nas membranas de MF e UF onde os poros da membrana são usados, os quais são inerentemente suscetíveis a este fenômeno. No caso da microfiltração o declínio de fluxo causado pelo *fouling*, pode alcançar valores maiores que 90% do fluxo de água pura<sup>76</sup>.

O *fouling* é diferente da polarização por concentração. A polarização por concentração é um fenômeno reversível que ocorre imediatamente quando um processo inicia e alcança um valor de equilíbrio, enquanto o *fouling* frequentemente é um processo irreversível, que ocorre a longo prazo<sup>76</sup>. A reversibilidade da polarização por concentração pode ser obtida por mudança nos parâmetros do processo ou por lavagem com água<sup>79</sup>.

A parcela do declínio do fluxo devido ao *fouling* que é revertida através de limpeza química é denominada de *fouling* reversível, e a parcela de fluxo não recuperada representa o efeito do *fouling* irreversível.

Tipicamente três abordagens são usadas para controlar o *fouling* da membrana: pré-tratamento do fluido de alimentação, retrolavagem da membrana e limpeza química. O pré-tratamento é usado para reduzir os sólidos suspensos totais (SST) e o conteúdo do fluido de alimentação. O método mais comum usado para eliminar o material acumulado na superfície da membrana é a retrolavagem com água e/ou ar. O tratamento químico é usado para remover constituintes que não são removidos durante a retrolavagem convencional<sup>71</sup>.

Os fatores que afetam o *fouling* das membranas são divididos em três categorias<sup>80</sup>:

- tipo de membrana: o material da membrana, tamanho e distribuição dos poros e configuração do módulo;
- condições operacionais: fatores tais como pressão, velocidade tangencial e turbulência;
- características da solução: a natureza de ambos soluto e solvente, concentração e natureza do fluido *bulk*.

### **2.5.8 Bioreatores associados a membranas**

Os processos de bioreatores associados a membranas para separação e retenção de sólidos biológicos têm sido aplicados como uma das alternativas aos processos convencionais de lodo ativado desde 1.960<sup>81</sup>.

A combinação de filtração com membranas com o reator biológico é conhecida como um bioreator associado à membrana (MBR). A membrana normalmente substitui o estágio de sedimentação dos processos biológicos convencionais, pois esta realizada a separação sólido/líquido<sup>80</sup>. Além disso, serve como uma unidade de tratamento avançado para bactérias e sólidos suspensos, os quais não podem ser removidos completamente pelos processos convencionais<sup>81</sup>.

O uso de membranas associadas ao tratamento biológico promete ser um dos mais importantes usos das membranas no tratamento de efluentes<sup>71</sup>. A associação da microfiltração com reatores biológicos para o esgoto sanitário tem permitido grande aumento da eficiência global das estações de tratamento de esgoto, tornando-os adequados para atender padrões de emissão extremamente restritivos com baixa produção de lodo<sup>82</sup>.

Bioreatores associados a membranas são uma combinação de processos biológicos e físicos para separação sólido-líquido, reunindo um bioreator de crescimento suspenso com um dispositivo de filtração por membranas. A membrana atua como barreira a qual retém materiais coloidais e macromoleculares, incluindo bactérias. Os bioreatores podem então ser operados com alta concentração de biomassa, reduzida área e permitem potencialmente operação sem excesso de lodo (baixa relação alimento/microrganismo)<sup>83</sup>.

Sistemas de reator biológico com membrana podem ser usados com bioreatores de crescimento suspenso aeróbio ou anaeróbio para separar efluente tratado da biomassa ativa. Tipicamente nos bioreatores associados a membranas (MBRs), a unidade de separação por membranas pode ser interna imersa no bioreator ou externa ao bioreator<sup>71</sup>. As membranas utilizadas podem ser de micro ou ultrafiltração e os materiais das membranas, podem ser poliméricos ou cerâmicos<sup>84</sup>.

Diversas aplicações de reatores anaeróbios associados a membranas tem sido pesquisadas. O Quadro 6 apresenta algumas aplicações destes processos e as eficiências obtidas.

Quadro 6. Aplicações de reatores anaeróbios associados a membranas<sup>84</sup>.

Processo	Efluente	Eficiência (% remoção de DQO)
Separação de fases	Cervejaria	96,7
Separação de fases	Sintético	98
Mistura completa	Cervejaria	96
Mistura completa	Sintético	98
Mistura completa	Sintético	95 (COT)
UASB	Sintético	98-99
MARS	Laticínios	95-99
ADUF	Fecularia	97
ADUF	Cervejaria	99
ADUF	Vinícola	93

Com respeito a eficiência do tratamento e a estabilidade do sistema, os MBRs tem várias vantagens sobre os processos convencionais<sup>85</sup>. Primeiro, com separação completa sólido-líquido pela membrana, elevadas concentrações de biomassa e relativamente baixos tempos de reação são possíveis. Segundo, os MBRs podem produzir um efluente final limpo, de alta qualidade, sem levar em conta o tempo de detenção hidráulica e sem preocupar-se com as características de estabelecimento da biomassa<sup>86</sup>.

Os MBRs são eficientes para o tratamento de efluentes cuja DQO biodegradável seja maior que 15.000 mg/L<sup>87</sup>.

As desvantagens dos reatores biológicos associados a membranas incluem alto custo de implantação, maior complexidade no controle e operação do processo, diminuição da atividade dos microrganismos devido a tensão de cisalhamento da unidade de bombeamento<sup>84</sup>. Além disso, as informações limitadas sobre a vida da membrana, o alto custo potencial no período de substituição da membrana, altos custos de energia e a necessidade de controlar o *fouling*<sup>71</sup>. *Fouling* da membrana, particularmente *biofouling* representa uma limitação significativa da aplicação mais difundida dos MBRs. *Biofouling* está relacionado especificamente com a interação de biosólidos com a membrana<sup>88</sup>.

### 3. MATERIAIS E MÉTODOS

#### 3.1 CARACTERIZAÇÃO DO LIXIVIADO

Devido a complexidade e grande variabilidade das características biológicas e físico-químicas do lixiviado, inclusive com o tempo, não existe para este uma forma de tratamento única e universal.

O efluente em estudo tem características de lixiviado produzido em células jovens de aterro sanitário, apresentando altas concentrações de DQO, DBO<sub>5</sub> e nutrientes. O mesmo foi obtido de uma célula proveniente do aterro São Giacomino, localizado na cidade de Caxias do Sul, que está em operação desde a metade de dezembro de 2004. As características deste são apresentadas a seguir (Tabela 3), para condições de estiagem e de média pluviosidade.

Tabela 3. Caracterização prévia do lixiviado do aterro São Giacomino.

Parâmetro	Lixiviado jovem	
	Condições de estiagem	Condições de média pluviosidade
pH	6,24	6,21
DQO (mg O <sub>2</sub> /L)	64.930	51.436
DBO <sub>5</sub> (mg O <sub>2</sub> /L)	58.700	26.830
DBO <sub>5</sub> /DQO	0,9	0,5
Alcalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	11.145	8.010
AVT (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	11.140	9.215
ST (mg/L)	34.118	24.916
STF (mg/L)	16.783	12.384
STV (mg/L)	17.335	12.532
SDT (mg/L)	32.800	24.111
SDF (mg/L)	16.389	12.126
SDV (mg/L)	16.411	11.985
SST (mg/L)	1.318	805
SSF (mg/L)	394	258
SSV (mg/L)	924	547
Óleos e graxas (mg/L)	103,1	13,3
Nitrogênio total (mg N/L)	1.529	1.680
Nitrogênio amoniacal (mg NH <sub>3</sub> /L)	1.462	1.028
Fósforo total (mg/L)	23,1	10,1
NMP de coliformes totais (NMP/100mL)	2,2 x 10 <sup>3</sup>	2,3 x 10 <sup>4</sup>
NMP de coliformes termotolerantes (NMP/100mL)	7 x 10 <sup>2</sup>	1,3 x 10 <sup>4</sup>

O lixiviado utilizado no experimento foi coletado no aterro sanitário aproximadamente a cada 20 dias de operação do sistema, durante 12 meses, em bombonas de 50 L, incluindo assim períodos de seca e de estiagem e, ao chegar ao Laboratório de Tecnologia Ambiental da Universidade de Caxias do Sul era transferido para o tanque que alimenta os reatores anaeróbios.

### 3.2 SISTEMA EXPERIMENTAL

O sistema experimental utilizado está apresentado esquematicamente na Figura 9.



Figura 9. Representação esquemática do sistema experimental.

O sistema é constituído dos seguintes componentes:

- T<sub>1</sub>: tanque de alimentação dos reatores;
- B<sub>1</sub> e B<sub>2</sub>: bomba peristáltica com faixa de vazão nominal de 1,7 mL/min a 170 mL/min e ¼ CV (fabricante: Cole-Parmer Instrument CO., modelo 7521-35) e bomba helicoidal com faixa de vazão nominal de 0,9 a 3 L/h e 0,75 CV (fabricante Netzsch do Brasil, modelo NMP03BY11S12B), respectivamente;
- T<sub>2</sub>: tanque de água para aquecimento dos reatores;

- B<sub>3</sub> e B<sub>4</sub>: motobombas centrífugas para água com vazão máxima de 4,8 m<sup>3</sup>/h e ¼ CV (fabricante: Eberle Equipamentos e Processos S.A., modelo MB63E0001AS);
- R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub>: reatores anaeróbios;
- T<sub>3</sub>: tanque de alimentação do sistema de microfiltração;
- UMF: unidade de microfiltração (fabricante: Andritz).

### 3.2.1 Sistema de alimentação

A alimentação dos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub> ocorre, respectivamente, através das bombas B<sub>1</sub> e B<sub>2</sub> que bombeiam o lixiviado armazenado no tanque T<sub>1</sub>.

As curvas de vazão x frequência das bombas B<sub>1</sub> e B<sub>2</sub> já considerando as perdas de carga do sistema, são apresentadas na Figura 10.

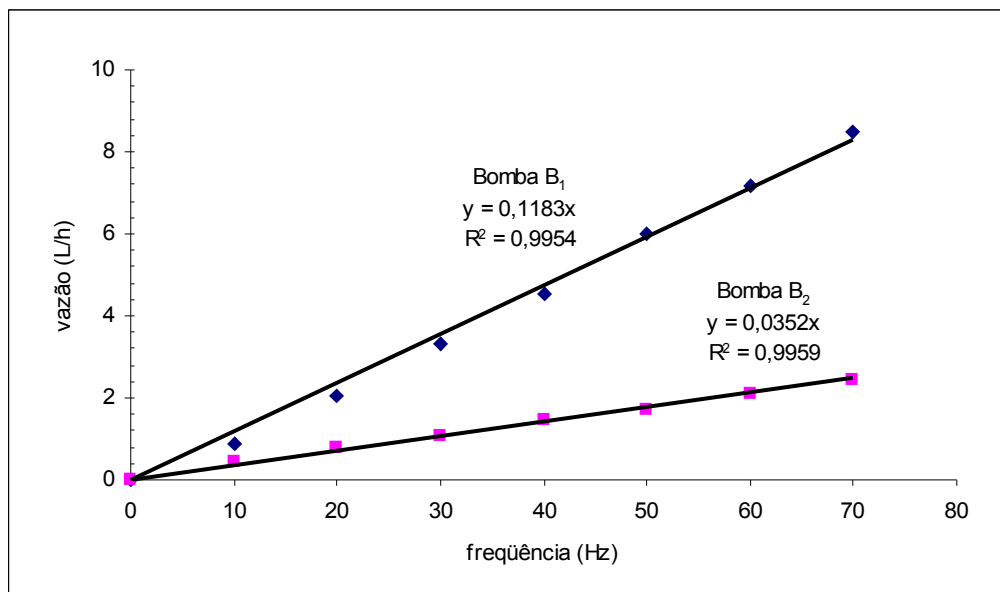


Figura 10. Curva de vazão x frequência das bombas B<sub>1</sub> e B<sub>2</sub>, já considerando as perdas de carga do sistema.

### 3.2.2 Sistema de aquecimento

O aquecimento dos reatores tem por função manter a temperatura dos reatores na faixa de 34-36°C, a qual é ótima para os microrganismos mesófilos. O aquecimento é realizado com água que circula ao redor dos reatores através de mangueira de PVC cristal de 1” de diâmetro.



A água é aquecida no tanque T<sub>2</sub> através de uma resistência elétrica de 2.000W associada a um termostato e, bombeada aos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub> por intermédio das bombas B<sub>3</sub> e B<sub>4</sub>.

### 3.2.3 Características dos reatores anaeróbios

Os reatores anaeróbios foram construídos utilizando-se tubulação de PVC com 150 mm de diâmetro. Algumas características dos reatores anaeróbios são apresentados na Tabela 4.

Tabela 4. Características dos reatores anaeróbios.

Parâmetro	Valor
Altura do reator	2,5 m
Altura útil do reator (meio suporte)	2,2 m
Diâmetro nominal do reator	150 mm
Volume total do reator	0,044 m <sup>3</sup>
Volume útil do reator	0,039 m <sup>3</sup>

Internamente os reatores foram preenchidos com meio suporte (anéis *Pall*) de polipropileno reciclado, para promover a fixação dos microrganismos. As características do meio suporte são apresentadas na Tabela 5. A Figura 11 apresenta uma imagem do meio suporte utilizado.

Tabela 5. Características do meio suporte utilizado nos reatores.

Diâmetro	1"
Área superficial	206 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
Área livre	90 %



Figura 11. Meio suporte utilizado nos reatores.

Cada um dos reatores, possui na parte frontal quatro amostradores de líquido, distribuídos ao longo de suas alturas (a cada 50 cm).

Na parte superior do reator foi instalado um sistema para coleta dos gases composto basicamente por um defletor e um funil invertido. Os gases coletados eram direcionados para

um amostrador. As imagens do defletor, do funil invertido e do amostrador de gás são apresentadas nas Figuras 12 e 13.

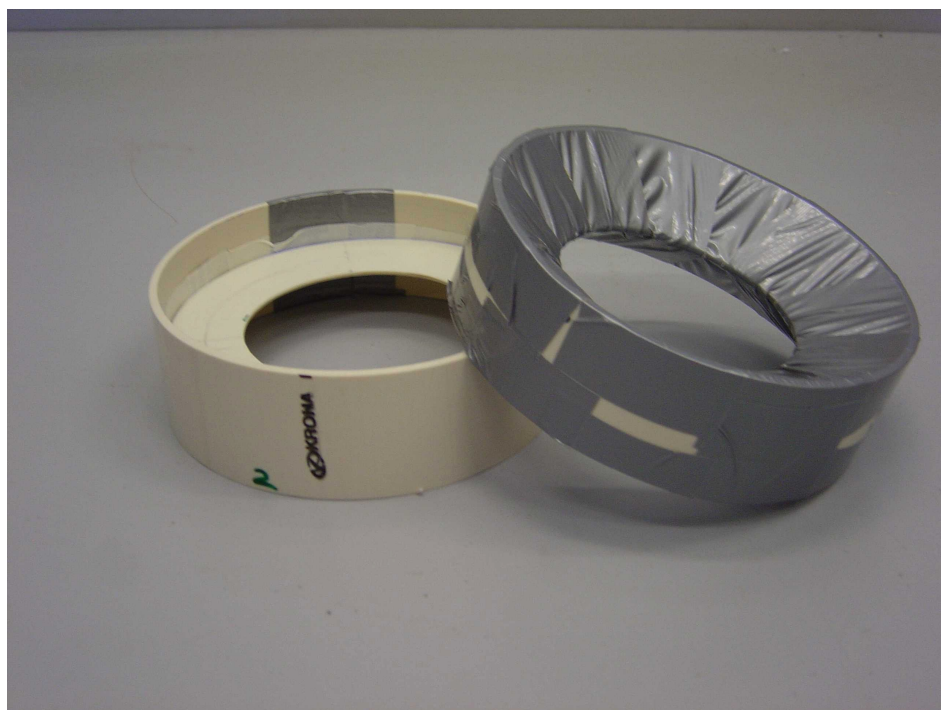


Figura 12. Defletores de gás.

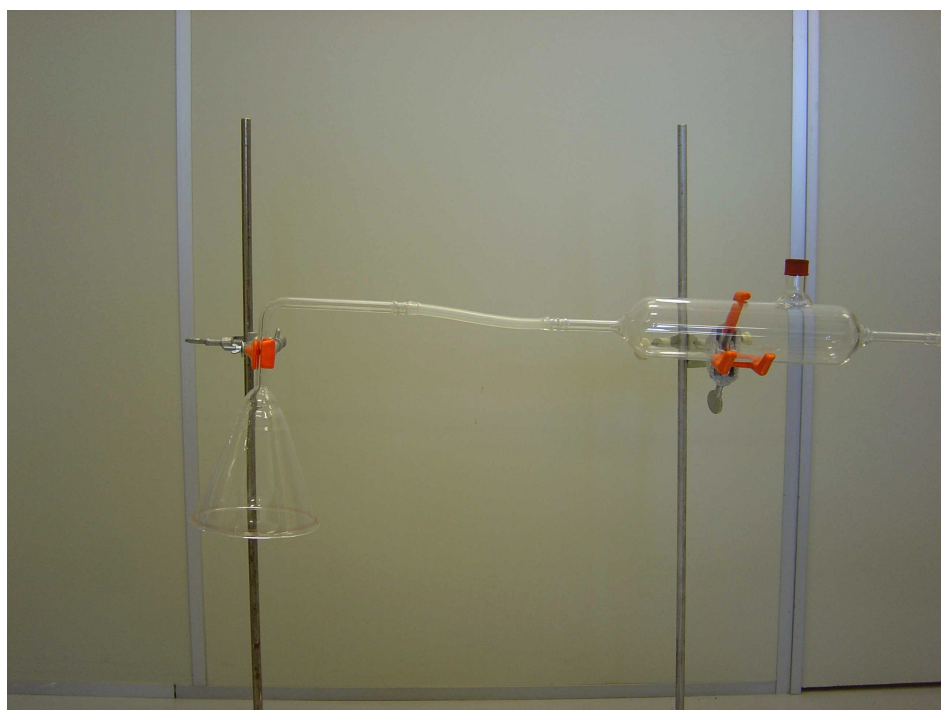


Figura 13. Funil invertido e amostrador de gás.

### 3.2.4 Unidade de microfiltração (UMF)

A unidade de microfiltração (Figura 14) é constituída por uma membrana de microfiltração, um manômetro, um pressostato, um medidor de vazão tipo rotâmetro, uma válvula reguladora de pressão (diafragma), quatro válvulas bloqueadoras de fluxo (esfera) e uma bomba helicoidal com faixa de vazão nominal de 600 a 2.200 L/h e 1,5 CV (fabricante: Netzsch do Brasil, modelo NM021BY01L06B).

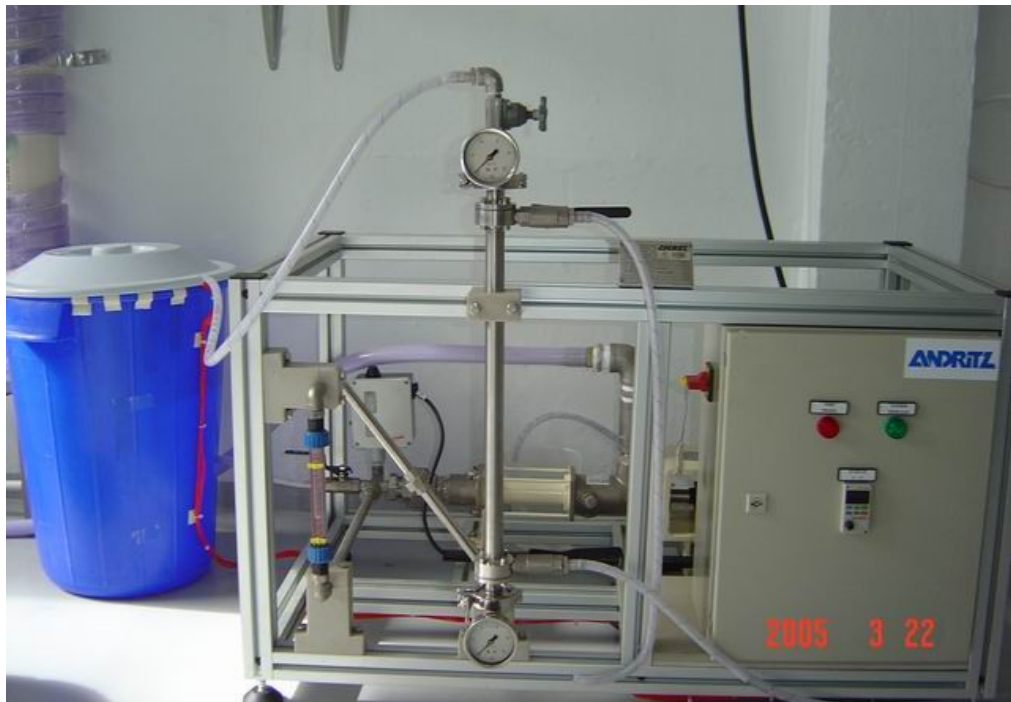


Figura 14. Unidade de microfiltração (UMF).

Esta unidade está associada ao reator  $R_2$  através do tanque  $T_3$ , o qual armazena a saída do reator  $R_2$  (ver Figura 9) que posteriormente é bombeada à unidade de microfiltração. O rejeito da membrana entra na alimentação do reator  $R_2$ . O objetivo deste reciclo é devolver biomassa para o sistema, possibilitando degradação mais efetiva das macromoléculas, retenção de biomassa, aumento da idade do lodo, aumento da alcalinidade na alimentação e, conseqüentemente aumento na estabilidade do processo.

As características da membrana são apresentadas no Quadro 7. A curva de vazão x frequência da bomba da unidade de microfiltração é apresentada na Figura 15.

Quadro 7. Características da membrana de microfiltração.

Tipo	Membrana cerâmica de microfiltração
Material da membrana	$\alpha$ - $\text{Al}_2\text{O}_3$
Pressão transmembrana	15 bar
Material de suporte	$\alpha$ - $\text{Al}_2\text{O}_3$
Diâmetro do poro	0,2 $\mu\text{m}$
Comprimento da membrana	500 mm
Diâmetro da membrana	6,0 mm
Área de filtração	9.425 $\text{mm}^2$

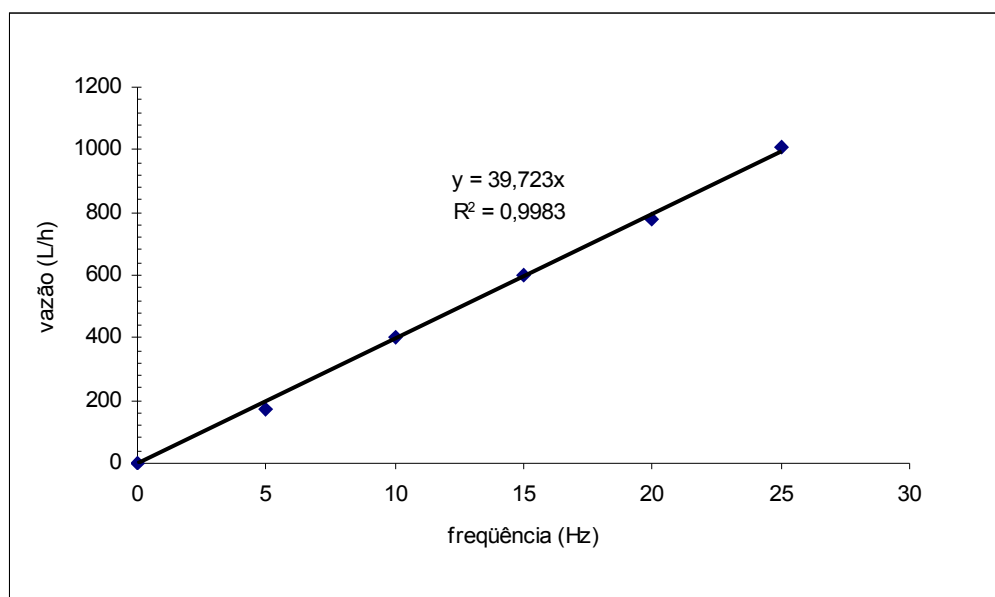


Figura 15. Curva de vazão x frequência da bomba da unidade de microfiltração.

### 3.2.4.1 Testes preliminares da unidade de microfiltração

A compactação da membrana foi realizada durante 4 horas a pressão de 7 bar e vazão de alimentação de 600 L/h, visando minimizar os possíveis efeitos de compactação com a membrana durante o experimento.

Já, a redução do fluxo da membrana foi avaliada em relação ao tempo circulando água destilada/deionizada a pressão de 4 bar por 99 horas. O comportamento do experimento de redução de fluxo é apresentado na Figura 16. Tal comportamento não era esperado tendo em vista que a alimentação consistia de água destilada/deionizada, a qual é isenta de íons e de outros compostos com massa molecular suficientemente grande para serem retidos. Assim, o

comportamento do fluxo deveria ser constante. Uma possível explicação para tal comportamento é que a compactação da membrana foi insuficiente.

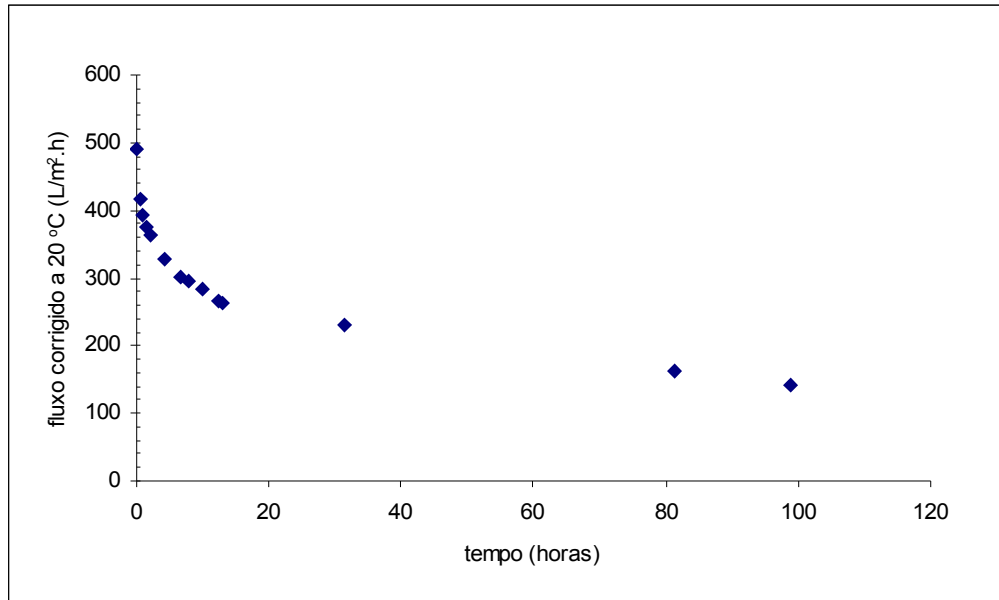


Figura 16. Curva da redução de fluxo através da membrana em função do tempo utilizando água destilada/deionizada.

Tendo em vista que o fluxo de permeado da membrana é um parâmetro de sua caracterização, este foi determinado com água destilada/deionizada através da membrana limpa, ou seja, antes do início da operação com lixiviado. Este ensaio foi realizado variando unitariamente a pressão do sistema de 1 até 6 bars, sendo que em cada pressão foram medidos três valores de vazão de permeado e suas temperaturas e também a temperatura do tanque de alimentação. Com os valores médios de vazão e temperatura foi calculado o fluxo de permeado através da equação (18) e após, corrigindo para 20°C, foi obtido o fluxo de referência através da equação (28), considerando o coeficiente de permeabilidade da membrana constante, em relação a temperatura.

$$J_{v_{20}} = \left( \frac{\eta_T}{\eta_{20}} \right) \cdot J_{v_T} \quad (28)$$

$J_{v_{20}}$  : fluxo transmembrana a temperatura de 20°C (L<sup>3</sup>/(L<sup>2</sup>.T));

$J_{v_T}$  : fluxo transmembrana a temperatura T (L<sup>3</sup>/(L<sup>2</sup>.T));

$\eta_T$ : viscosidade dinâmica da água a temperatura T (Pa.T);

$\eta_{20}$ : viscosidade dinâmica da água a temperatura de 20°C (Pa.T).

A Figura 17 apresenta os resultados obtidos do fluxo de referência a 20°C para cada valor de pressão.

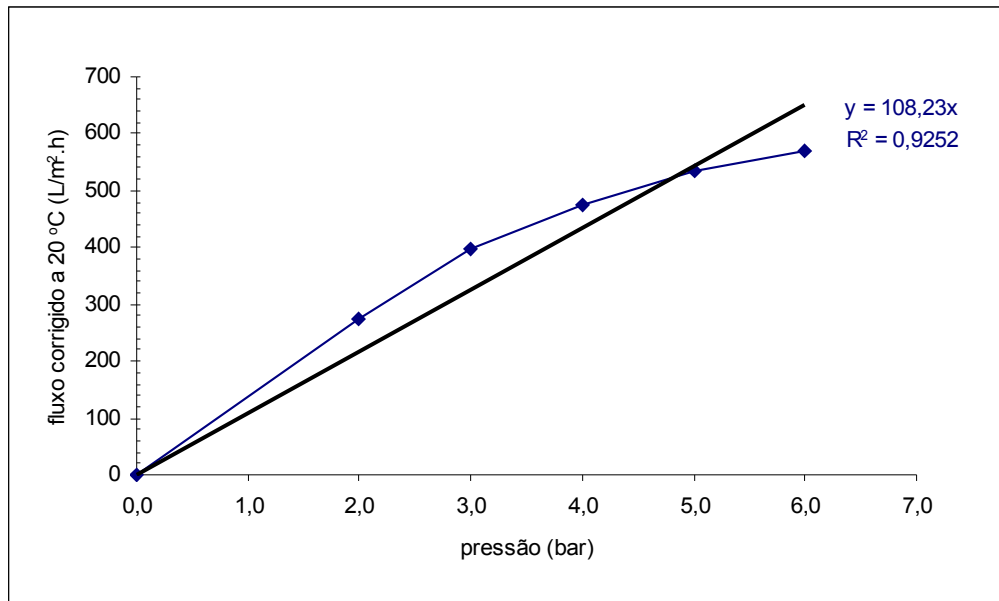


Figura 17. Fluxo de referência através da membrana.

Através do fluxo de referência, foi possível determinar a resistência intrínseca da membrana, utilizando-se a equação (23) que estabelece uma relação linear entre pressão e fluxo. Graficando  $J_v \times P_T$  (Figura 17), o valor de  $R_m$  corresponde ao inverso do coeficiente angular da reta que melhor representa os pontos, ou seja, 0,0092 bar.m<sup>2</sup>.h/L (0,92 kPa.m<sup>2</sup>.h/L).

#### 3.2.4.2 Limpeza da membrana

Com a utilização da membrana ao longo do tempo, acumulam-se na superfície desta, partículas causando o *fouling*, implicando assim na redução significativa do fluxo de permeado. Desta forma faz-se necessário, de tempos em tempos, realizar limpezas químicas na membrana visando aumentar o fluxo de permeado.

As limpezas químicas foram realizadas com solução de soda cáustica a 4% (m/V) mantida à 60°C, através de aquecimento por resistências elétricas, que circulou na UMF por um período mínimo de 4 horas. Posteriormente, a membrana foi lavada por aproximadamente 2 horas com água da torneira em circuito aberto e em seguida com água destilada/deionizada em circuito aberto e finalmente em circuito fechado. Em todas as etapas, a pressão do sistema foi mantida em 5 bar e as válvulas de permeado foram abertas e fechadas diversas vezes durante o processo.

### 3.3 CARACTERÍSTICAS DE OPERAÇÃO DOS PROCESSOS

A concentração da biomassa (lodo) inoculada nos reatores foi de 5.500 mg/L de SSV, sendo proveniente de um reator anaeróbio (UASB) tratando efluente de abatedouro de aves. Esta biomassa foi adicionada pela parte superior (topo) dos reatores.

A partida dos reatores foi realizada com lixiviado diluído 50% pois, esta etapa, em geral, é realizada por progressivo aumento da taxa de carga orgânica aplicada ao reator<sup>43</sup>.

O tempo de detenção hidráulica estabelecido foi de 49 horas. A vazão média de operação das bombas B<sub>1</sub> e B<sub>2</sub> foi de 0,9 L/h. As vazões de permeado (bomba de microfiltração) oscilaram de 0,9 L/h até 0,3 L/h, esta redução na vazão de permeado ocorreu devido ao acúmulo de partículas na superfície da membrana. A pressão transmembrana aplicada foi de 5 bar.

### 3.4 AVALIAÇÃO DO COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DA MEMBRANA

Durante o período de operação dos sistemas foram realizadas medidas de vazões de permeado e, após cada limpeza química da membrana, foram realizados os testes de redução de fluxo e de determinação do fluxo de referência. As medidas de vazões de permeado e os resultados dos fluxos de referência foram utilizados para determinar os novos valores de

resistência da membrana e, desta forma estabelecer a resistência devido ao *fouling* e a polarização por concentração, utilizando o modelo das resistências.

As vazões de permeado e os resultados dos fluxos de referência foram também utilizados para caracterizar o comportamento da membrana relativamente ao *fouling* através da determinação do índice modificado de *fouling* (MFI). Este índice pode ser determinado no decorrer da operação da membrana, monitorando-se o volume de permeado produzido pelo tempo de operação da membrana. Através da equação (29) é possível estabelecer o índice modificado de *fouling*<sup>89</sup>:

$$\frac{t^*}{V_p} = \frac{\eta \cdot R_m}{P_T \cdot A_m} + \frac{\eta \cdot V_p \cdot I}{2 \cdot P_T \cdot A_m^2} \quad (29)$$

$t^*$ : tempo de operação da membrana entre as medidas de volume de permeado (T);

$V_p$ : volume de permeado acumulado ao longo do tempo ( $L^3$ );

$\eta$ : viscosidade dinâmica do permeado (Pa.T);

$R_m$ : resistência intrínseca da membrana;

$P_T$ : pressão transmembrana (Pa);

$A_m$ : área de filtração da membrana ( $L^2$ );

$I$ : índice de *fouling*.

O segundo termo da equação (29) dividido por  $V_p$  representa o índice de *fouling* modificado MFI, assim<sup>89</sup>:

$$MFI = \frac{\eta \cdot I}{2 \cdot P_T \cdot A_m^2} \quad (30)$$

MFI: modified fouling index (índice modificado de *fouling*).

Assim, graficando  $t^*/V_p \times V_p$ , o valor de MFI corresponde ao coeficiente angular da reta.



### 3.5 AVALIAÇÃO DO COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DOS REATORES

Na avaliação hidráulica dos reatores foram consideradas as velocidades ascensionais e o número de Reynolds. Para tanto, foram realizadas medidas de vazões na saída do reator R<sub>1</sub>. A vazão de saída do reator R<sub>2</sub> foi determinada pela frequência da bomba B<sub>2</sub> e da bomba da unidade de microfiltração.

### 3.6 AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA E ESTABILIDADE DOS PROCESSOS

A eficiência de retenção ou remoção dos diversos parâmetros monitorados dos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub>, da unidade de microfiltração (UMF) e da associação do reator R<sub>2</sub> com a unidade de microfiltração (R<sub>2</sub>-UMF) foi calculada pela equação (31). A eficiência média de retenção ou remoção também foi determinada pela mesma equação, utilizando-se as concentrações médias correspondentes.

$$E = \left( \frac{C_a - C_s}{C_a} \right) \cdot 100 \quad (31)$$

E: eficiência de retenção ou remoção do composto analisado (%);

C<sub>a</sub>: concentração do parâmetro analisado na alimentação (M/L<sup>3</sup>);

C<sub>s</sub>: concentração do parâmetro analisado na saída (M/L<sup>3</sup>).

A estabilidade dos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub> foi avaliada pela relação AVT/AT. Também foram avaliadas concentrações de nitrogênio amoniacal, íon amônio, amônia livre, sulfetos, sulfatos e ácidos voláteis totais para estabelecer comparações com dados de toxicidade apresentados na revisão bibliográfica.

#### 3.6.1 Determinação dos parâmetros de controle utilizados

As análises de caracterização e monitoramento realizadas no lixiviado e em alguns pontos dos processos estão listadas no Quadro 8, acompanhadas da técnica analítica

empregada e da respectiva referência. A preservação das amostras foi realizada conforme indicado na bibliografia especializada<sup>90</sup>.

Quadro 8. Análises de caracterização e monitoramento realizadas no lixiviado.

Parâmetro	Técnica analítica	Unidade	Referência
pH	Método eletrométrico	-	(90)
Turbidez	Método nefelométrico	NTU	(90)
DQO	Refluxo fechado, método colorimétrico	mg O <sub>2</sub> /L	(90)
DBO <sub>5</sub>	Método da diluição e incubação por 5 dias a 20°C	mg O <sub>2</sub> /L	(90)
Nitrogênio amoniacal	Método titulométrico com destilação prévia	mg NH <sub>3</sub> -N/L	(90)
Sulfatos	Método turbidimétrico	mg/L	(90)
Sulfetos	Método iodométrico	mg/L	(90)
Fósforo total	Método do ácido ascórbico	mg/L	(90)
Alcalinidade total	Método da titulação potenciométrica até pH pré-determinado	mg CaCO <sub>3</sub> /L	(90)
Ácidos orgânicos voláteis	Método titulométrico	mg CaCO <sub>3</sub> /L	(91)
Óleos e graxas	Método da extração em soxhlet	mg/L	(90)
ST	Método gravimétrico	mg/L	(90)
STF	Método gravimétrico	mg/L	(90)
STV	Método gravimétrico	mg/L	(90)
SDT	Método gravimétrico	mg/L	(90)
SDF	Método gravimétrico	mg/L	(90)
SDV	Método gravimétrico	mg/L	(90)
SST	Método gravimétrico	mg/L	(90)
SSF	Método gravimétrico	mg/L	(90)
SSV	Método gravimétrico	mg/L	(90)
NMP de coliformes totais	Método dos tubos múltiplos	NMP/100mL	(90)
NMP de coliformes termotolerantes	Método dos tubos múltiplos	NMP/100mL	(90)

Utilizando os dados de nitrogênio amoniacal e pH, foram calculados as concentrações de amônia livre e íon amônio. A concentração de amônia livre (em mg NH<sub>3</sub>-N/L) foi determinada a partir da equação (32)<sup>67</sup>:

$$[NH_3] = [NAT] \cdot \left( 1 + \frac{10^{-pH}}{10^{-(0,09018 + \frac{2729,92}{T})}} \right)^{-1} \quad (32)$$

pH:  $-\log [H^+]$ ;

T: temperatura (K).

A equação (32) fornece o valor da concentração de amônia livre a partir da concentração de nitrogênio amoniacal total. O valor de  $K_{NH_4^+}$  é determinado pela expressão

$$10^{-(0,09018 + \frac{2729,92}{T})} \text{ para diferentes temperaturas.}$$

A frequência de determinação dos parâmetros do Quadro 8 e os pontos de coleta estão apresentados no Quadro 9.

Quadro 9. Frequência de determinação dos parâmetros e pontos de coleta para monitoramento dos processos.

Pontos de coleta	Parâmetros determinados	Frequência
Tanque de alimentação (T <sub>1</sub> ) (afluente bruto)	pH, DQO, turbidez, sulfetos, sulfatos, SST, SSV, óleos e graxas, nitrogênio amoniacal, fósforo total, alcalinidade total, ácidos voláteis totais, NMP de coliformes totais e NMP de coliformes termotolerantes	semanal
Saída do reator R <sub>1</sub>	pH, DQO, turbidez, sulfetos, sulfatos, SST, SSV, óleos e graxas, nitrogênio amoniacal, fósforo total, alcalinidade total, ácidos voláteis totais, NMP de coliformes totais e NMP de coliformes termotolerantes	duas vezes por semana
Saída do reator R <sub>2</sub>	pH, DQO, turbidez, sulfetos, sulfatos, SST, SSV, óleos e graxas, nitrogênio amoniacal, fósforo total, alcalinidade total, ácidos voláteis totais, NMP de coliformes totais e NMP de coliformes termotolerantes	duas vezes por semana
Rejeito da membrana	pH, DQO, turbidez, sulfetos, sulfatos, SST, SSV, óleos e graxas, nitrogênio amoniacal, fósforo total, alcalinidade total e ácidos voláteis totais	duas vezes por semana
Permeado	pH, DQO, turbidez, sulfetos, sulfatos, óleos e graxas, nitrogênio amoniacal, fósforo total, alcalinidade total, ácidos voláteis totais, NMP de coliformes totais e NMP de coliformes termotolerantes	duas vezes por semana

### 3.7 AVALIAÇÃO DO PERFIL DA BIOMASSA NOS REATORES

A biomassa presente no interior dos reatores foi avaliada através dos resultados das coletas de amostra de biomassa nos amostradores, no fundo e na parte superior dos reatores. Além disso, no final do experimento, os reatores foram cortados longitudinalmente, possibilitando uma avaliação visual de suas características e da distribuição da biomassa.

### 3.8 AVALIAÇÃO ESTATÍSTICA DOS RESULTADOS

Excetuando-se os ensaios de NMP de coliformes totais e termotolerantes, com os resultados obtidos nas demais análises foram calculados a média e o desvio padrão de cada parâmetro, para os diferentes pontos avaliados.

Além disso, foi utilizado o teste t, a fim de verificar se as populações apresentam ou não as mesmas médias, utilizando um nível de significância de 5%. Exige-se para este teste duas amostras independentes, uma de cada população e, que os dois conjuntos de dados sejam provenientes de distribuições com variâncias diferentes, ou equivalentes, dependendo do teste<sup>92</sup>.

## 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

A seguir são apresentados os resultados obtidos durante o monitoramento do experimento. Nas Tabelas A1, A2, A3, A4 e A5 (em anexo) constam os resultados de todas as análises constantes no Quadro 9, incluindo as médias e os desvios padrões destas, para o afluente bruto, saída reator R<sub>1</sub>, saída do reator R<sub>2</sub>, rejeito da membrana e permeado, respectivamente.

Na Tabela A6 (em anexo) são apresentados para os reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub>, para a associação R<sub>2</sub>-UMF e para o afluente bruto, os valores médios, os desvios padrões, as variâncias e os resultados do teste t para todos os parâmetros constantes no Quadro 9.

Ao final deste capítulo faz-se uma discussão geral sobre os resultados obtidos, comparando-os inclusive com resultados apresentados na literatura.

A carga orgânica aplicada aos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub> foi de  $5,07 \pm 2,90$  kg DQO/m<sup>3</sup>.d para um tempo de detenção hidráulica de 2,04 dias. Essa variação da carga orgânica foi devido, possivelmente, a variações na qualidade (composição) do lixiviado coletado no aterro, as quais, são dependentes dos seguintes fatores: composição do lixo, densidade, pré-tratamento, seqüência de disposição, profundidade, umidade, temperatura e tempo<sup>7</sup>.

### 4.1 COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DA MEMBRANA

A hidrodinâmica da membrana de microfiltração apresentou dois comportamentos distintos: em um primeiro momento, o fluxo de permeado foi drasticamente reduzido e,

posteriormente, a redução ocorreu de forma muito lenta. Tal comportamento pode ser observado na Figura 18.

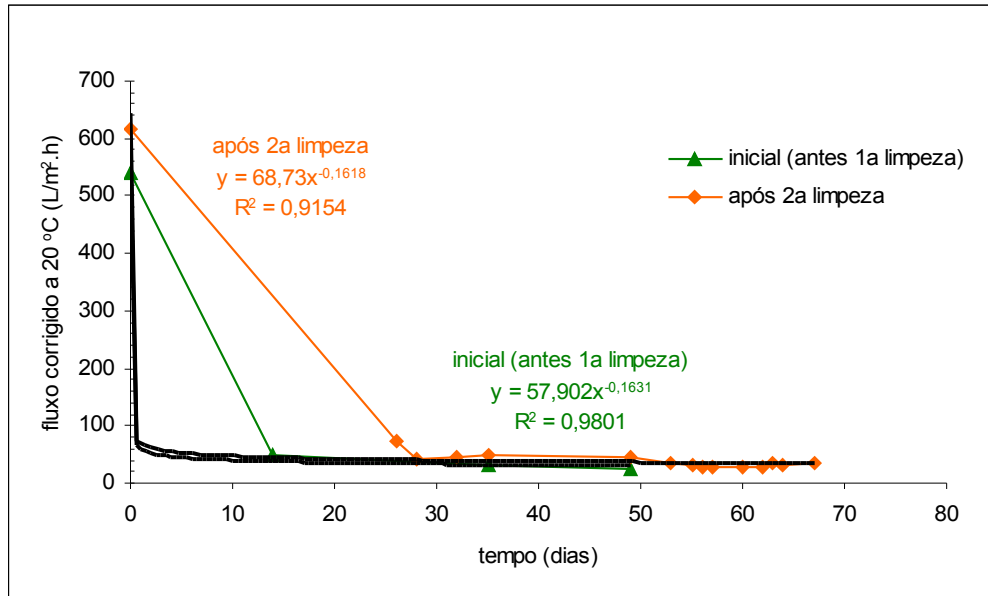


Figura 18. Redução de fluxo de permeado na operação com lixiviado ao longo do tempo.

Quando o fluxo de permeado reduzia-se consideravelmente, devido ao acúmulo de partículas e compostos macromoleculares na superfície da membrana, realizavam-se limpezas químicas. Após cada limpeza foram realizados os testes de redução de fluxo e de determinação do fluxo de referência. A redução do fluxo da membrana foi avaliada em relação ao tempo, circulando água destilada/deionizada, conforme descrito no item materiais e métodos. As curvas da redução de fluxo são apresentadas na Figura 19. Como neste teste o sistema foi alimentado com água destilada/deionizada, o fluxo deveria ser constante, para uma mesma pressão ao longo do tempo. Tal comportamento não foi observado, como apresentado no gráfico da Figura 19.

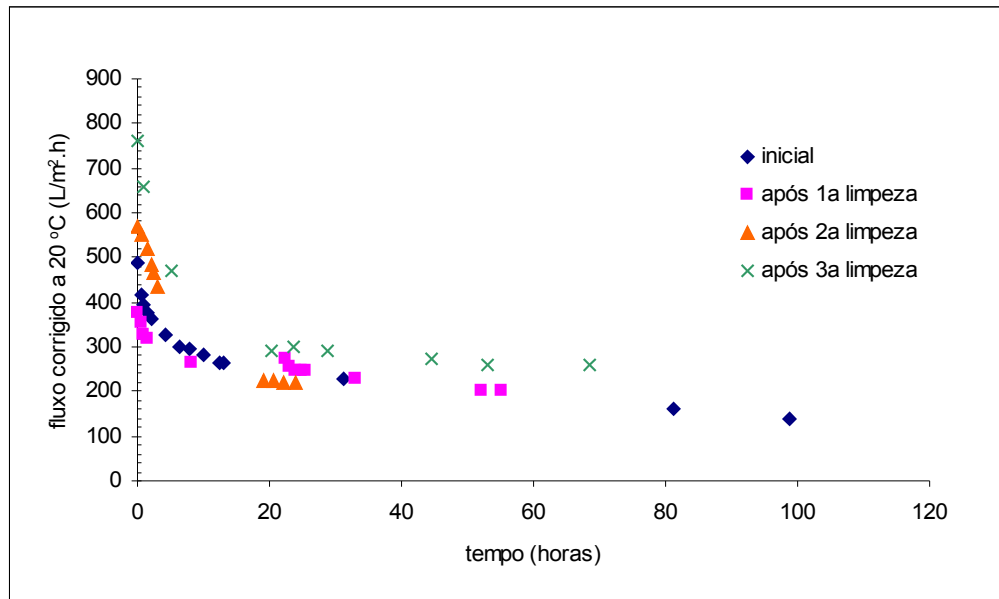


Figura 19. Curvas de redução de fluxo através da membrana em função do tempo utilizando água destilada/deionizada.

Os fluxos de referência foram também determinados com água destilada/deionizada através da membrana limpa, ou seja, depois de cada limpeza química. Na Figura 20 são apresentados os fluxos de referência inicial e os obtidos após cada limpeza. O valor obtido para  $R_m$  foi  $0,92 \text{ kPa}\cdot\text{m}^2\cdot\text{h}/\text{L}$  e, os valores obtidos para  $R'_m$  após a 1ª, 2ª e 3ª limpeza foram  $0,97$ ,  $0,81$  e  $0,53 \text{ kPa}\cdot\text{m}^2\cdot\text{h}/\text{L}$ , respectivamente. Tais valores, correspondem ao inverso do coeficiente angular da reta que melhor representa os pontos obtidos em cada teste.

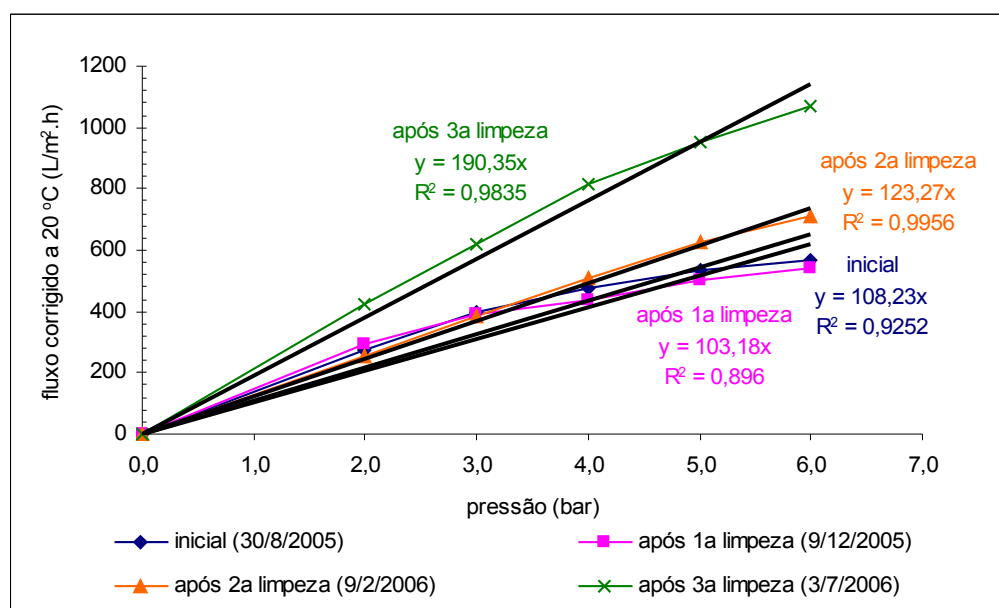


Figura 20. Fluxos de referência através da membrana.

Os dados obtidos nos testes de determinação do fluxo de referência foram analisados estatisticamente, através da aplicação do teste t. Os resultados do teste t, que compara médias, mostraram haver suficiente evidência de existirem diferenças significativas a nível de 5%, entre os fluxos médios de referência inicial, após a 1ª limpeza e após a 2ª limpeza com o fluxo após a 3ª limpeza.

Apesar da limpeza química ter sido efetuada dentro das recomendações técnicas, tanto na superfície da membrana, bem como na seção transversal desta, através do fluxo de permeado, pode permanecer material depositado, produzindo um efeito que é definido como *fouling* irreversível<sup>58</sup>. Assim, com o efeito desse fenômeno são esperados valores de fluxo de referência após as limpezas químicas menores que o fluxo de referência inicial e, valores de  $R'_m$  superiores a  $R_m$ . Entretanto, analisando-se a Figura 20 e os valores de  $R_m$  e  $R'_m$  obtidos, observa-se um comportamento contrário ao esperado cuja diferença foi comprovada pela análise estatística. Mesmo resultado, quanto ao comportamento do fluxo de referência e das resistências ao fluxo obtidas após as limpezas químicas, foi observado com membrana de mesmo material e mesmo diâmetro de poro associada a reator de mistura completa<sup>58</sup>.

Tal comportamento pode ter ocorrido devido à presença de compostos inorgânicos que podem ter ocasionado um efeito de abrasão, desgastando a superfície da membrana e abrindo os poros. Outra hipótese é a própria limpeza química, a qual seguiu as recomendações do fabricante, mas pode ter agredido quimicamente a membrana, embora não tenha sido observada elevação da turbidez do efluente tratado.

Com os dados de redução de fluxo de permeado na operação com lixiviado e com os fluxos de referência determinados após cada limpeza química e antes do início da operação com o lixiviado, foi possível determinar as resistências presentes na membrana. Na Figura 21 é apresentado o comportamento destas ao longo do tempo. Na Tabela 6, constam os valores médios das resistências presentes.

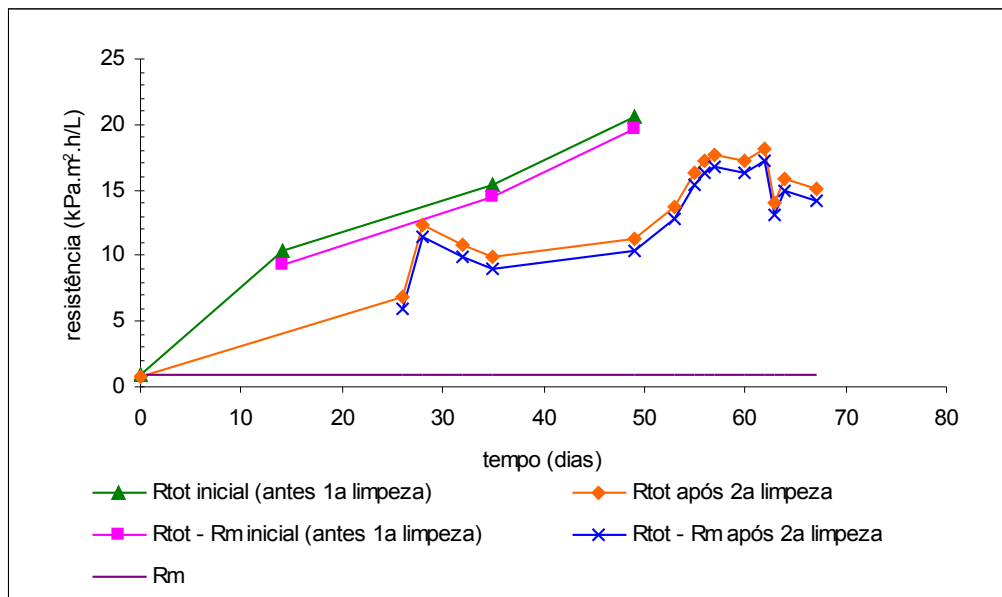


Figura 21. Variação das resistências da membrana na operação com lixiviado ao longo do tempo.

Tabela 6. Valores médios das resistências da membrana na operação com lixiviado.

Resistência	Inicial (antes da 1ª limpeza)	Após a 2ª limpeza	Durante todo experimento
R <sub>m</sub> (kPa.m <sup>2</sup> .h/L)	0,92	0,92	0,92
R' <sub>m</sub> (kPa.m <sup>2</sup> .h/L)	-	0,81	0,92
R <sub>tot</sub> (kPa.m <sup>2</sup> .h/L)	15,44	14,02	14,27
R <sub>tot</sub> - R <sub>m</sub> (kPa.m <sup>2</sup> .h/L)	14,52	13,10	13,35

Como a resistência  $R'_m$  depois de cada limpeza química apresentou valores estatisticamente iguais ou inferiores à resistência intrínseca da membrana ( $R_m$ ), pode-se inferir que o fenômeno de *fouling* irreversível não ocorreu. Na avaliação da resistência provocada pelos compostos retidos pela membrana e pela biomassa, foi considerado o termo  $R_{tot} - R_m$ , o qual engloba o *fouling* reversível e a resistência da camada de polarização por concentração ( $R_{pc}$ ).

Analisando-se a Tabela 6 verifica-se que o termo  $R_{tot} - R_m$  foi consideravelmente maior que a resistência intrínseca, indicando assim que a biomassa e os compostos presentes no lixiviado retidos pela membrana provocaram um significativo aumento da resistência ao fluxo de permeado.

Também, no estudo do comportamento hidrodinâmico da membrana, foi determinado o índice modificado de *fouling* (MFI), o qual é baseado na formação da torta sobre a



superfície da membrana<sup>89</sup>. Assim, este índice é variável ao longo do tempo, principalmente na formação da torta. Porém, seu valor tende a um patamar quando a influência da pressão é nula sobre a torta, ou seja, a torta é incompressível<sup>58</sup>. Este índice é calculado graficando  $t^*/V_p \times V_p$  e, o valor de MFI corresponde ao coeficiente angular da reta obtida. Salienta-se que os valores de  $V_p$ , utilizados para a determinação do MFI, foram corrigidos para a temperatura de 20°C. O comportamento do MFI ao longo do tempo é apresentado na Figura 22.

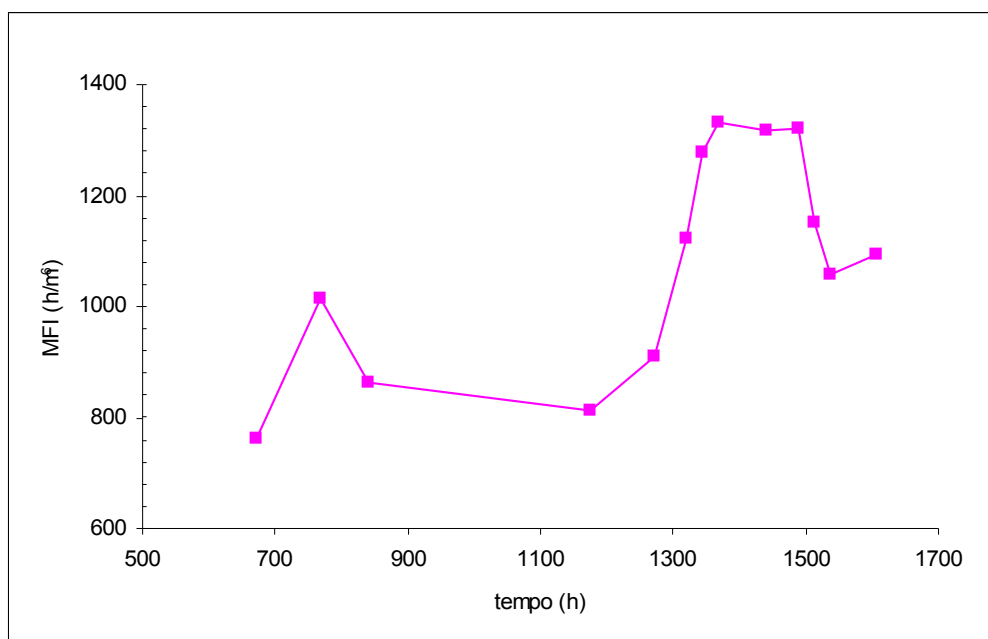


Figura 22. Comportamento do MFI ao longo do tempo para o período após a 2ª limpeza.

Observa-se através da Figura 22 que o MFI modifica-se com o tempo. Tal comportamento pode ser explicado pela variação da pressão. Isto pode produzir uma torta que não seja incompressível, ocasionando variação dos valores de MFI, como apresentado no gráfico da Figura 22. Outra possibilidade é a própria composição da alimentação da membrana, pois alteram-se as concentrações dos compostos presentes. Desta forma, a transferência de massa destes compostos entre o meio do líquido e a superfície é alterada também. Conseqüência disso é uma mudança no fenômeno de *fouling*, representado pela variação do MFI. Quando se analisa a correlação entre os comportamentos de MFI e da resistência da membrana na operação, obtém-se um coeficiente de correlação de 0,87. Como a resistência da membrana, na operação, é modificada pelo depósito de biomassa e compostos

retidos (camada gel) ou adsorvidos no material da membrana, pode-se afirmar que estes também contribuíram para o *fouling*.

#### 4.2 COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DOS REATORES

Na Tabela 7 são apresentadas as características hidráulicas dos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub>.

Tabela 7. Características hidráulicas dos reatores anaeróbios.

<b>Parâmetro</b>	<b>Reator R<sub>1</sub></b>	<b>Reator R<sub>2</sub></b>
Vazão média de afluyente bruto (L/h)	0,9	0,9
Vazão de reciclo (L/h)	-	556,1
Vazão total (L/h)	0,9	557,0
TDH considerando o volume total (h)	49	49
TDH considerando o volume útil (h)	43	43
Velocidade ascensional (m/h)	0,05	31,5
Número de Reynolds	2,9	1.799

Analisando a Tabela 7, verifica-se que a velocidade ascensional no reator R<sub>2</sub> foi 619 vezes maior que no reator R<sub>1</sub>, sendo esta calculada utilizando a soma da vazão de alimentação com a vazão de reciclo (rejeito da membrana).

Os valores de velocidade ascensional de 0,05 m/h para o reator R<sub>1</sub> e 31,5 m/h para o reator R<sub>2</sub>, causam diferenças significativas na hidrodinâmica destes, o que pode colaborar para os diferentes desempenhos, relativamente a remoção de DQO. Um dos efeitos observados foi uma distribuição de biomassa mais uniforme dentro do reator R<sub>2</sub>, o que implica que o tratamento não ocorreu preponderantemente no fundo do reator, como é o caso do reator R<sub>1</sub>, mas sim ao longo de toda a altura do reator R<sub>2</sub>. Além disso, a significativa diferença nas velocidades ascensionais promove diferenças consideráveis nos números de Reynolds dos reatores, e conseqüentemente na turbulência destes, influenciando na efetividade da mistura.

O número de Reynolds é um número adimensional, que mede o estado de turbulência em um sistema. Sistemas com números de Reynolds menores que 1.800 são considerados como operando em regime de fluxo laminar e maiores que 4.000 estão em regime de fluxo turbulento<sup>72</sup>. Ambos os reatores apresentaram valores de Reynolds (2,9 para o reator R<sub>1</sub> e 1.799 para o reator R<sub>2</sub>) na faixa de regime laminar.

Entretanto, sabe-se que quanto maior o número de Reynolds, maior o número de Sherwood, e por conseqüência, maior o coeficiente de transferência de massa no sistema<sup>72</sup>. Tal condição pode influenciar a eficiência do processo.

No caso de sistemas microbiológicos, um maior número de Reynolds, e conseqüentemente um maior coeficiente de transferência de massa, significa uma maior transferência de substrato do meio líquido para o interior das células, implicando no aumento da taxa de remoção do substrato e por conseqüência aumentando a eficiência do processo. Esta afirmativa é corroborada pela maior eficiência de remoção de DQO do reator R<sub>2</sub> (53,76 %) em relação ao reator R<sub>1</sub> (21,51 %).

#### 4.3 DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO

Na Tabela 8 são apresentados os valores médios e os desvios padrões do ensaio de DQO obtidos para o afluente bruto, para as saídas dos reatores e para o permeado. Também constam nesta tabela, as eficiências médias de remoção obtidas para os diferentes sistemas avaliados.

Tabela 8. Valores médios, desvios padrões e eficiências médias de remoção do ensaio de DQO.

Parâmetro		DQO
Média ± desvio padrão (em mg O <sub>2</sub> /L)	Afluente bruto	10.359 ± 5.926
	Saída reator R <sub>1</sub>	8.131 ± 5.336
	Saída reator R <sub>2</sub>	4.790 ± 2.298
	Permeado	997 ± 519
Eficiência de remoção (%)	Reator R <sub>1</sub>	21,51
	Reator R <sub>2</sub>	53,76
	UMF	79,18
	R <sub>2</sub> -UMF	90,37

Os resultados do teste t, mostraram haver suficiente evidência da existência de diferenças significativas a nível de 5%, entre as médias dos valores de DQO dos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub>, destes com a associação R<sub>2</sub>-UMF e, de R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub> com o afluente bruto (P < 0,05). A avaliação estatística indica que, embora com eficiências distintas, ambos os sistemas avaliados removeram DQO de forma significativa.

O comportamento dos valores de DQO e a eficiência de remoção desta para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo são apresentados nas Figuras 23 e 24, respectivamente.

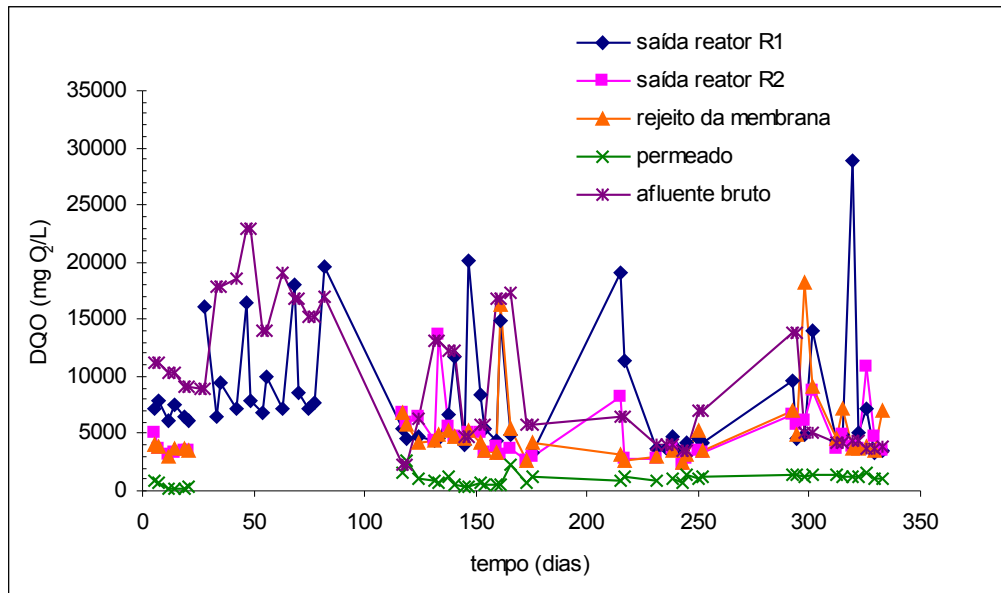


Figura 23. Valores de DQO para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo.

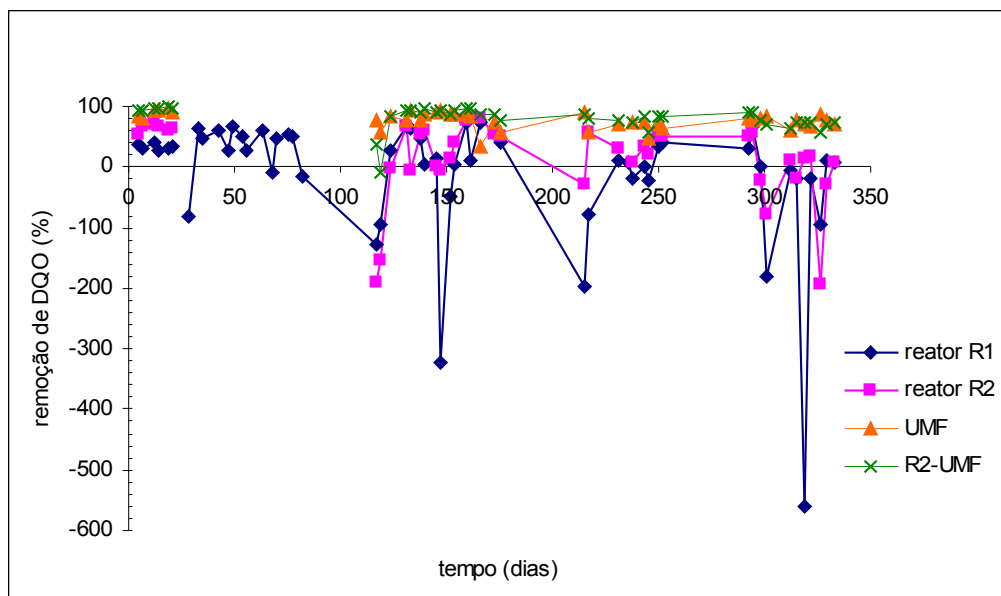


Figura 24. Remoção de DQO para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo.

Os valores negativos de eficiência de remoção de DQO, possivelmente, devem-se ao fato do afluente bruto estar mais diluído do que as saídas dos reatores. A hipótese da influência de biomassa na eficiência do reator foi descartada com base no teste de correlação de DQO com biomassa (coeficiente de correlação igual a 0,18) para o reator R<sub>1</sub>. O mesmo

comportamento foi observado pelo reator R<sub>2</sub>, que apresentou como resultado para o teste de correlação de DQO com biomassa (SSV) um coeficiente de correlação igual a 0,08.

As oscilações na eficiência de remoção de DQO foram diminuídas pela presença da membrana de microfiltração, a qual possui capacidade de retenção de biomassa e de compostos macromoleculares. A retenção física promovida pela membrana foi responsável, em valores médios, por 40,5% da remoção total de DQO da associação R<sub>2</sub>-UMF. A capacidade de retenção propicia uma aclimatação da biomassa às condições ambientais do reator e um maior tempo para que os compostos macromoleculares sejam degradados. Esse comportamento pode ser exemplificado pela maior eficiência de R<sub>2</sub> quando comparado com R<sub>1</sub>.

As concentrações de DQO obtidas com a utilização da associação R<sub>2</sub>-UMF foram bastante inferiores às encontradas para o reator R<sub>1</sub>. O reator R<sub>2</sub> também apresentou valores de concentração de DQO inferiores aos do reator R<sub>1</sub>, indicando assim maior atuação da biomassa. O reator R<sub>2</sub> foi responsável, em valores médios, por 59,5% da remoção total de DQO da associação R<sub>2</sub>-UMF, confirmando a importância da unidade de microfiltração na remoção de DQO.

#### 4.4 SULFATOS E SULFETOS

Na Tabela 9 são apresentados os valores médios e os desvios padrões dos ensaios de sulfatos e sulfetos obtidos para o afluente bruto, para as saídas dos reatores e para o permeado.

Tabela 9. Valores médios e desvios padrões dos ensaios de sulfatos e sulfetos.

Parâmetro		Sulfatos	Sulfetos
Média ± desvio padrão (em mg/L)	Afluente bruto	143,7 ± 60,5	15,0 ± 9,9
	Saída reator R <sub>1</sub>	117,7 ± 46,8	14,9 ± 10,6
	Saída reator R <sub>2</sub>	208,2 ± 85,8	4,9 ± 6,5
	Permeado	71,6 ± 81,5	3,9 ± 6,0

O comportamento da concentração de sulfatos ao longo do tempo é apresentado na Figura 25. Os valores de sulfatos obtidos foram sempre inferiores a 450 mg/L durante todo o monitoramento, para qualquer um dos pontos avaliados.

Os resultados do teste t, mostraram haver suficiente evidência da existência de diferenças significativas a nível de 5%, entre as médias dos valores de sulfatos dos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub>, destes com a associação R<sub>2</sub>-UMF e, de R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub> com o afluente bruto ( $P < 0,05$ ). Estes resultados do teste t indicam a atuação da membrana na remoção deste parâmetro, fato que não era esperado pois as membranas de microfiltração não removem íons, como é o caso do sulfato. Porém, tal comportamento pode ocorrer caso o sulfato esteja associado a compostos macromoleculares retidos pela membrana ou tenha formado sais insolúveis adsorvidos pela biomassa, condição que, inclusive pode justificar o valor médio de sulfatos do reator R<sub>2</sub> superior ao do afluente bruto, conforme Tabela 9, uma vez que este está permanecendo no sistema.

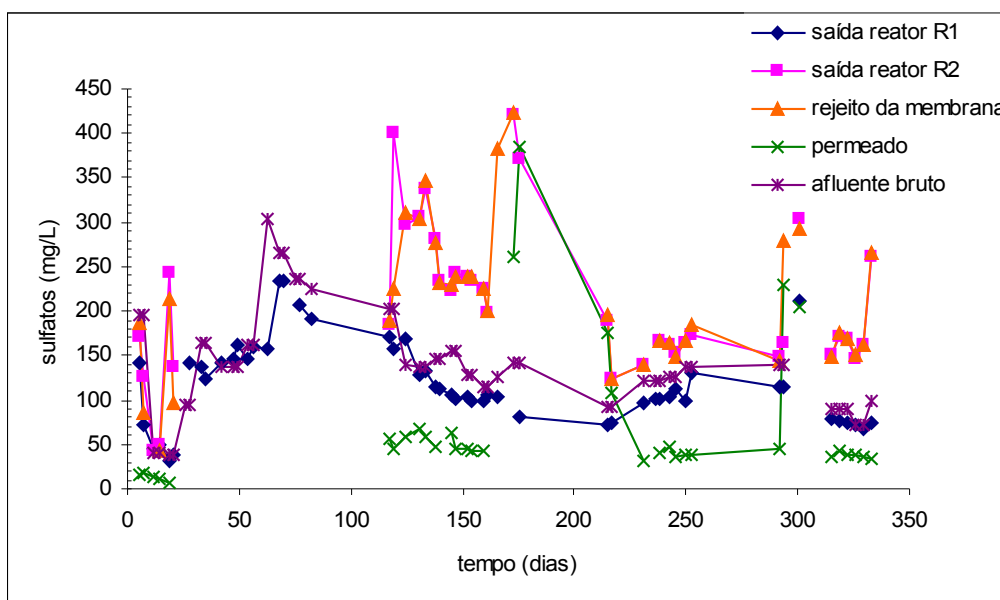


Figura 25. Concentração de sulfatos para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo.

O comportamento da relação DQO/sulfato é apresentado na Figura 26. A relação DQO/sulfato na entrada do reator R<sub>1</sub> corresponde à relação do afluente bruto. Já, para o reator R<sub>2</sub>, a relação foi calculada considerando o afluente bruto e o rejeito da membrana que era

recirculado neste reator. Assim, os valores da relação na entrada dos reatores  $R_1$  e  $R_2$  foram  $85,01 \pm 58,92$  e  $26,16 \pm 16,83$ , respectivamente.

Ambos os reatores operaram com uma relação DQO/sulfato bem superior a relação estequiométrica, de 0,67, a partir da qual inicia a produção de metano em ambientes com presença de sulfato.

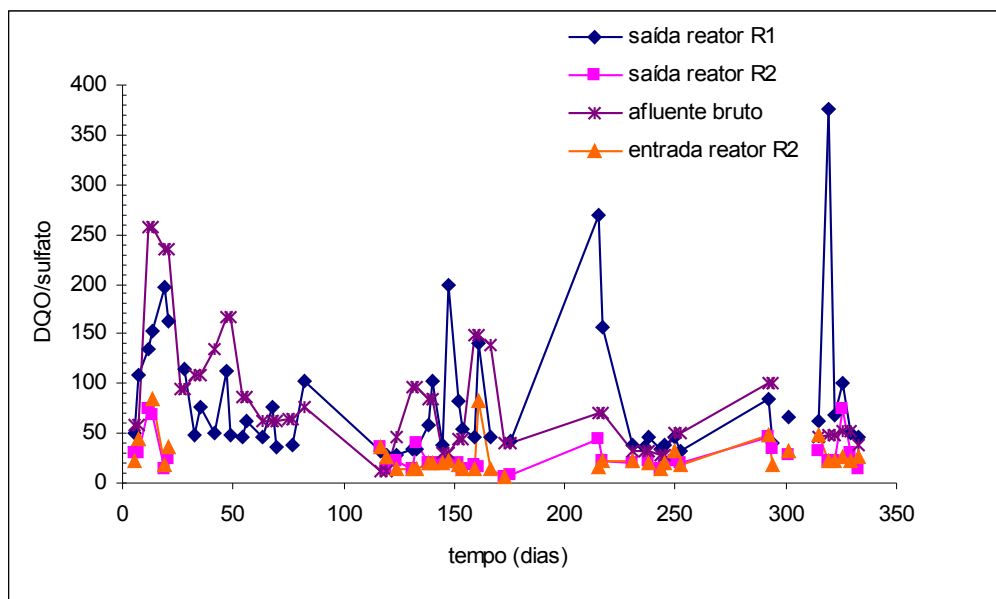


Figura 26. Relação DQO/sulfato ao longo do tempo.

Quanto aos sulfetos, o comportamento de suas concentrações ao longo do tempo é apresentado na Figura 27 para os diferentes pontos dos processos. Já, os valores médios obtidos, constam na Tabela 9. Os valores obtidos, durante todo o monitoramento, não foram superiores a 60 mg/L, indicando assim a ausência de toxicidade proveniente de sulfetos<sup>63</sup>. As quantidades mais elevadas de sulfetos foram obtidas no afluente bruto e na saída do reator  $R_1$ .

De acordo com os resultados do teste  $t$ , há suficiente evidência de que existem diferenças significativas a nível de 5%, entre as médias dos valores de sulfetos dos reatores  $R_1$  e  $R_2$ , da associação  $R_2$ -UMF com o reator  $R_1$  e, de  $R_2$  com o afluente bruto ( $P < 0,05$ ). Os resultados do teste  $t$  indicam também a não atuação da membrana na remoção deste parâmetro, fato que, já era esperado uma vez que as membranas de microfiltração não removem íons, como é o caso do sulfeto. Além disso, indicam que as médias do reator  $R_1$  e do

afluente bruto não são significativamente diferentes entre si. Analisando os valores médios de sulfatos na entrada e saída do reator R<sub>1</sub>, verifica-se que, teoricamente, ocorreu uma redução de S<sup>+6</sup>, a qual produziu 8,7 mg/L de S<sup>-2</sup> (sulfeto). Pode-se inferir que esta quantidade de sulfeto foi utilizada como nutriente, insolubilizada com metais e/ou estava presente na composição do biogás gerado.

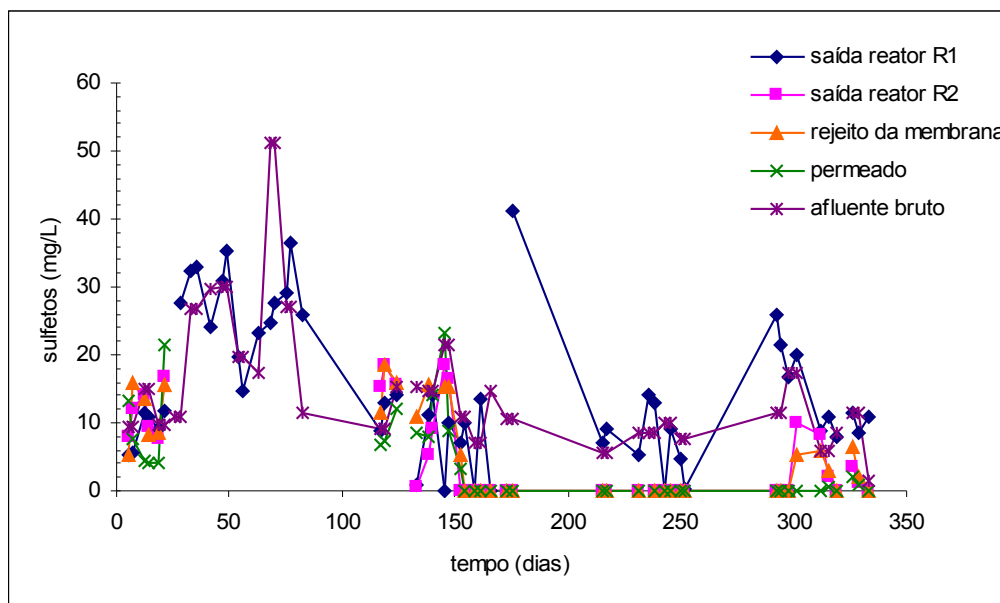


Figura 27. Concentração de sulfetos para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo.

#### 4.5 pH, ÁCIDOS VOLÁTEIS TOTAIS E ALCALINIDADE TOTAL

Na Tabela 10 são apresentados os valores médios e os desvios padrões dos ensaios de pH, ácidos voláteis totais e alcalinidade e para a relação AVT/AT obtidos para o afluente bruto e para as saídas dos reatores.

Tabela 10. Valores médios e desvios padrões dos ensaios de pH, ácidos voláteis totais e alcalinidade e para a relação AVT/AT.

Parâmetro		pH	Ácidos voláteis totais	Alcalinidade total	AVT/AT
Média ± desvio padrão (ácidos voláteis totais e alcalinidade total em mg CaCO <sub>3</sub> /L)	Afluente bruto	8,19 ± 0,36	1.248,5 ± 1.179,3	4.461 ± 1.877	-
	Saída reator R <sub>1</sub>	8,17 ± 0,29	435,7 ± 424,3	5.029 ± 1.843	0,092 ± 0,085
	Saída reator R <sub>2</sub>	8,55 ± 0,43	297,2 ± 285,6	2.907 ± 1.163	0,101 ± 0,074

Os resultados do teste t, mostraram haver suficiente evidência da existência de diferenças significativas a nível de 5%, entre as médias dos valores de pH dos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub>



e, do reator R<sub>2</sub> com o afluente bruto ( $P < 0,05$ ). Os resultados do teste t indicam também que as médias do reator R<sub>1</sub> e do afluente bruto não são significativamente diferentes entre si.

Na Figura 28 é apresentado o comportamento dos valores de pH obtidos para os diferentes pontos dos processos, durante todo o monitoramento.

O pH dos processos variou, durante todo o período de monitoramento, entre 6,9 e 9,3, os valores mais frequentes obtidos foram entre 8,3 e 8,5. Após 3 meses de monitoramento foi adicionado ao afluente bruto, ácido clorídrico comercial (33%), na tentativa de reduzir o pH para que a alimentação dos reatores ficasse na faixa ótima indicada para a digestão anaeróbia. Entretanto, devido à alta capacidade de tamponamento apresentada por este lixiviado, possivelmente ocasionada por compostos inorgânicos presentes neste, os quais não foram determinados, em poucas horas o pH do afluente bruto já voltava à condição inicial (pH elevado).

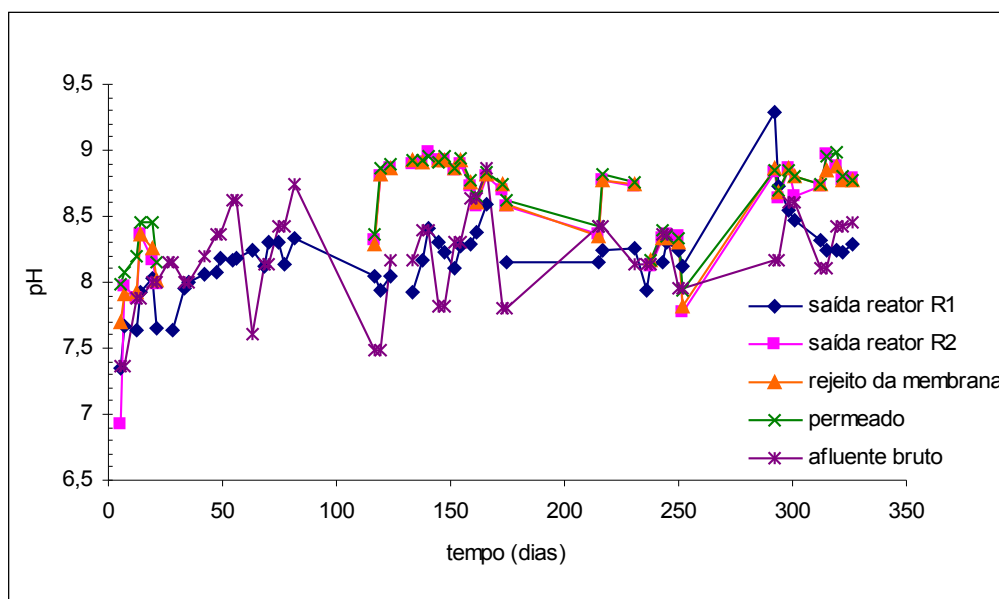


Figura 28. Valores de pH para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo.

O fato dos reatores terem operado com pH fora da faixa ótima da digestão anaeróbia, talvez seja a principal justificativa para os baixos desempenhos dos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub> individualmente, os quais obtiveram eficiências de remoção de DQO de 21,51% e 53,76%, respectivamente.

Nas Figuras 29, 30 e 31 são apresentadas as concentrações de ácidos voláteis totais, as alcalinidades e os valores da relação AVT/AT, respectivamente, obtidos para os diferentes pontos dos processos.

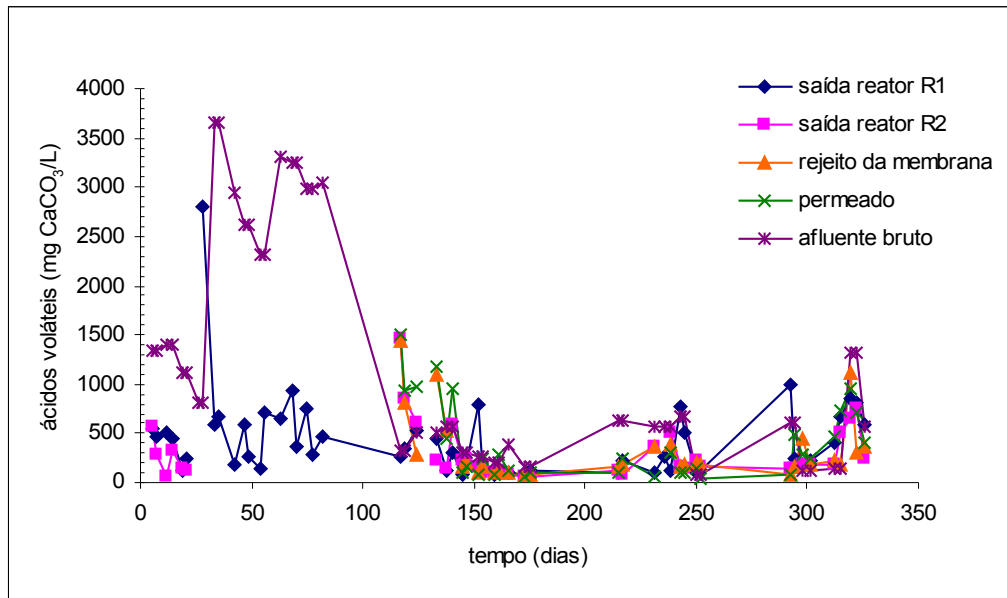


Figura 29. Concentração de ácidos voláteis totais para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo.

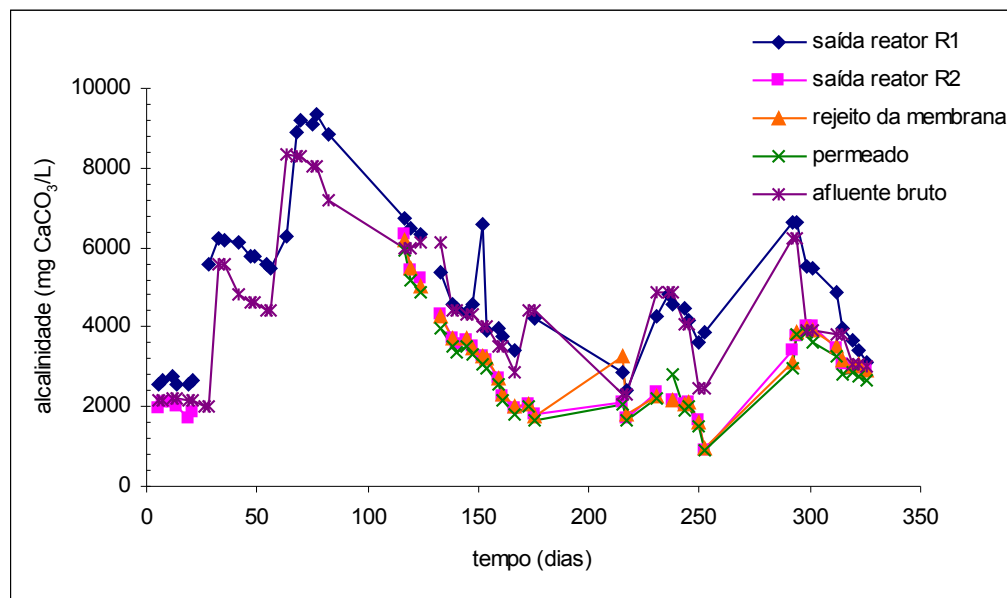


Figura 30. Alcalinidade a pH 4,3 para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo.

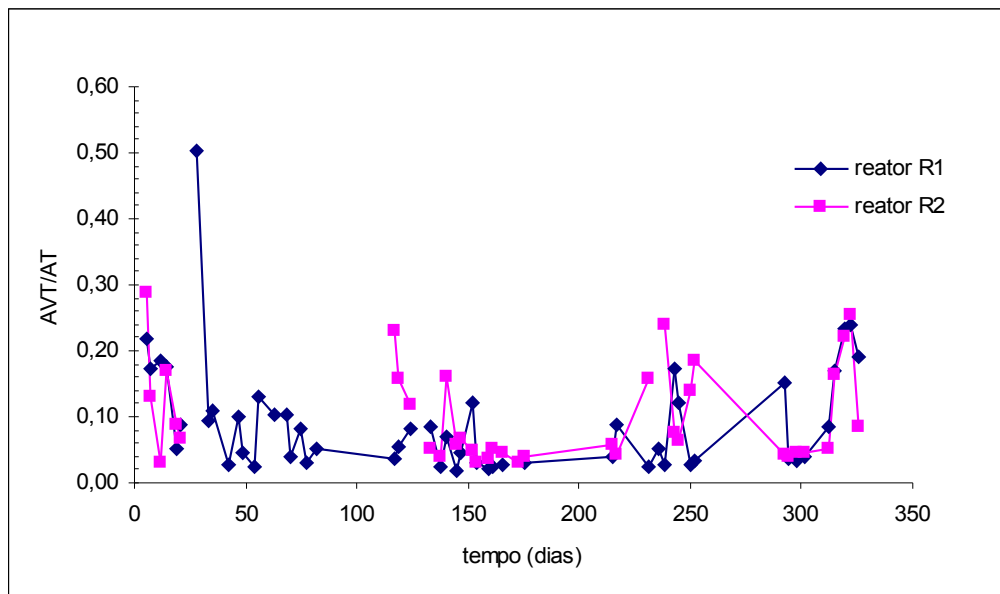


Figura 31. Relação AVT/AT para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo.

A maioria dos valores de ácidos voláteis totais foram inferiores a 1.667 mg CaCO<sub>3</sub>/L (2.000 mg CH<sub>3</sub>COOH/L). Durante todo o estudo, este valor foi superado no 28º dia na saída do reator R<sub>1</sub> e do 33º dia ao 82º dia no afluente bruto. Embora, valores desta magnitude possam provocar toxicidade às arqueias metanogênicas, independentemente do pH<sup>57</sup>, o valor para R<sub>1</sub> foi um ponto isolado não mostrando tendência no comportamento do processo. Já, no período em que os valores do afluente bruto estavam acima de 2.000 mg CH<sub>3</sub>COOH/L, nota-se que a concentração de ácidos voláteis na saída do reator R<sub>1</sub>, foi na média de 506 mg CaCO<sub>3</sub>/L (607 mg CH<sub>3</sub>COOH/L), bem abaixo do valor médio encontrado para a concentração de ácidos voláteis no afluente bruto (3.013 mg CaCO<sub>3</sub>/L, equivalente a 3.616 mg CH<sub>3</sub>COOH/L). Tal comportamento mostrou que o reator R<sub>1</sub> apresentava capacidade de tamponamento e atividade da biomassa suficientes para que não ocorresse desequilíbrio, mantendo assim a estabilidade do processo.

Considerando-se o balanço de massa para ácidos voláteis verifica-se que uma parcela de 46,70% da DQO removida no reator R<sub>1</sub>, correspondeu a ácidos voláteis. Já, no reator R<sub>2</sub> a parcela correspondente a ácidos voláteis foi de 17,28% da DQO removida. Tendo em vista que a remoção de DQO foi maior no reator R<sub>2</sub>, conforme a Tabela 8, pode-se concluir que a

ação microbiológica (atividade da biomassa) foi muito superior neste reator. Também, através dos valores de DQO removida correspondente a ácidos voláteis, pode-se inferir que uma parcela significativa da remoção de DQO foi realizada pela atividade acetoclástica (degradação de ácido acético) da biomassa. Relativamente ao reator R<sub>2</sub>, pode-se afirmar que houve uma transformação de matéria orgânica mais complexa para ácidos voláteis e produção de metano devido a retenção de biomassa e sua aclimatação.

Pode ser observado, pelas Figuras 29 e 30, que nos pontos onde a concentração de ácidos voláteis do afluente bruto apresentava-se mais elevada, a alcalinidade destes também estava elevada. Tal comportamento pode ser explicado pela atividade da célula do aterro. Também pode ser notado através destas figuras, que nos pontos onde a concentração de ácidos voláteis do afluente bruto estava elevada, o reator R<sub>1</sub> apresentava baixa concentração destes e elevada alcalinidade. Esse fato pode ser explicado como sendo resultado da biodegradação destes ácidos.

Contrariamente ao esperado, a alcalinidade total do reator R<sub>2</sub> apresentou valor inferior ao do afluente bruto, mesmo desconsiderando os dados do afluente bruto para o período em que o reator R<sub>2</sub> não estava em operação (valor médio de 3.804 mg CaCO<sub>3</sub>/L para o afluente bruto). Uma possível explicação para tal fato é a compressão e descompressão que a alimentação da unidade de microfiltração está sujeita, a qual pode provocar uma alteração no equilíbrio das espécies químicas envolvidas na alcalinidade (CO<sub>2</sub>, OH<sup>-</sup>, HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>, H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>). O efeito da compressão pode alterar o equilíbrio do sistema carbônico, solubilizando maior quantidade de CO<sub>2</sub>, o que é explicado pela Lei de Henry. Quando ocorre a descompressão, o CO<sub>2</sub> é liberado, provocando uma alteração das espécies e o surgimento da OH<sup>-</sup> livre<sup>58</sup>. Outra possível justificativa é que uma parcela significativa das arqueias metanogênicas presentes no reator R<sub>2</sub> eram hidrogenotróficas, as quais consomem alcalinidade.

De acordo com os resultados do teste t para ácidos voláteis, há suficiente evidência de que existem diferenças significativas a nível de 5%, entre as médias dos valores de ácidos voláteis totais dos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub> e, destes com o afluente bruto ( $P < 0,05$ ).

Já, para alcalinidade, com base nos resultados do teste t, há suficiente evidência de que existem diferenças significativas a nível de 5%, entre as médias dos valores de alcalinidade dos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub> e, do reator R<sub>2</sub> com o afluente bruto ( $P < 0,05$ ). Os resultados do teste t indicam também que as médias do reator R<sub>1</sub> e do afluente bruto não são significativamente diferentes entre si. Uma possível justificativa para tal fato é a baixa eficiência apresentada por este reator, além do que pode ser inferido que o reator pudesse apresentar uma concentração significativa de arqueias metanogênicas hidrogenotróficas.

Na avaliação da relação AVT/AT, praticamente todos os valores dos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub> mantiveram-se abaixo de 0,3, ou seja, na faixa ideal<sup>56</sup>. A única exceção foi o reator R<sub>1</sub> que atingiu o valor de 0,5, o que indica, distúrbios no processo<sup>56</sup>. Geralmente, distúrbios desta natureza são provenientes da elevação da concentração de ácidos voláteis no sistema. Entretanto, tal comportamento mesmo tendo como causa tal alteração foi somente um ponto isolado, não mostrando tendência no comportamento do processo. Em relação ao reator R<sub>2</sub>, embora o primeiro ponto tenha atingido o valor de 0,29, que pode ser consequência da biomassa deste reator ainda estar ambientando-se, observa-se que nos pontos seguintes já foi evidenciada uma redução da relação AVT/AT, significando melhor estabilidade do processo.

Embora os reatores tenham apresentado eficiências diferentes, os resultados do teste t indicam, que as médias da relação AVT/AT dos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub> não são significativamente diferentes entre si.

#### 4.6 NITROGÊNIO AMONIACAL

Na Tabela 11 são apresentados os valores médios e os desvios padrões do ensaio de nitrogênio amoniacal obtidos para o afluente bruto e para as saídas dos reatores.

Tabela 11. Valores médios e desvios padrões do ensaio de nitrogênio amoniacoal.

Parâmetro		Nitrogênio amoniacoal
Média ± desvio padrão (em mg/L)	Afluente bruto	556,7 ± 302,7
	Saída reator R <sub>1</sub>	579,5 ± 300,5
	Saída reator R <sub>2</sub>	515,3 ± 204,6

De acordo com os resultados do teste t, os pontos avaliados não são significativamente diferentes entre si com relação às médias ( $P > 0,05$ ).

Nas Figuras 32, 33 e 34 são apresentadas as concentrações de nitrogênio amoniacoal total, amônia livre (calculada a partir da equação (32)) e íon amônio (calculado pela diferença entre as concentrações de nitrogênio amoniacoal total e amônia livre), respectivamente, obtidas para os diferentes pontos dos processos.

Avaliando-se a concentração de nitrogênio amoniacoal total verifica-se que esta não alcançou, em nenhum dos pontos avaliados durante todo o monitoramento, valores superiores 1.400 mg/L. Os reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub> e o afluente bruto em algumas circunstâncias ultrapassaram 1.000 mg/L, já o permeado e o rejeito da membrana não superaram este valor. Assim, os reatores anaeróbios operaram em uma faixa indefinida de efeito (faixa entre sem efeitos adversos e inibição), ou seja, não está descartada a hipótese de inibição<sup>63</sup>.

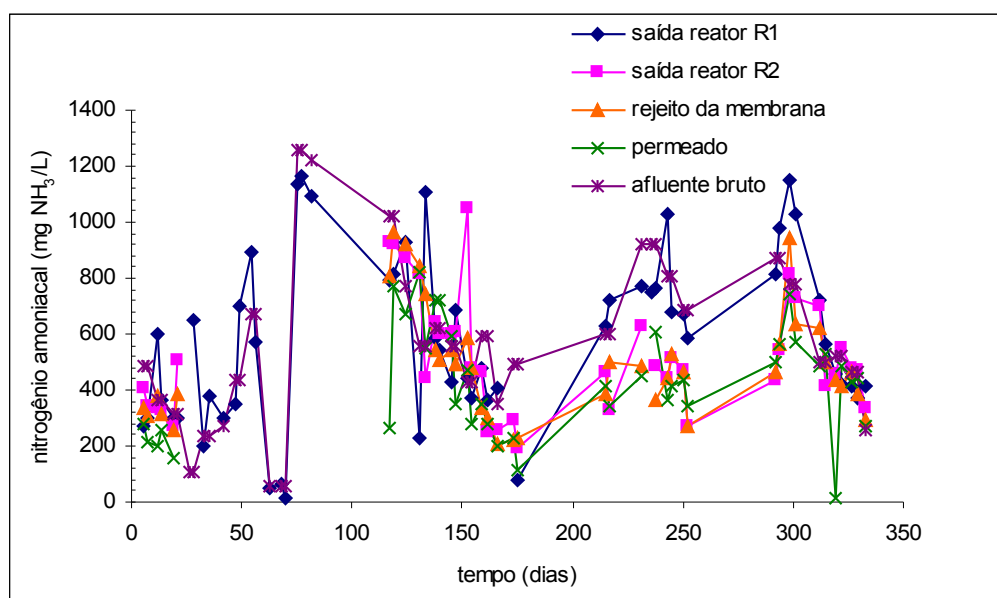


Figura 32. Concentração de nitrogênio amoniacoal total para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo.

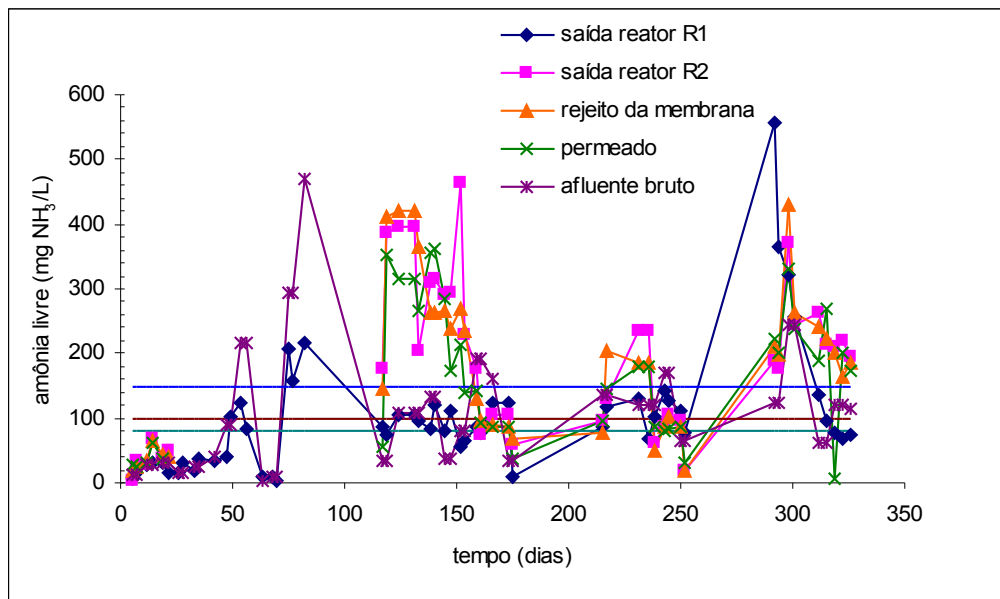


Figura 33. Concentração de amônia livre para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo.

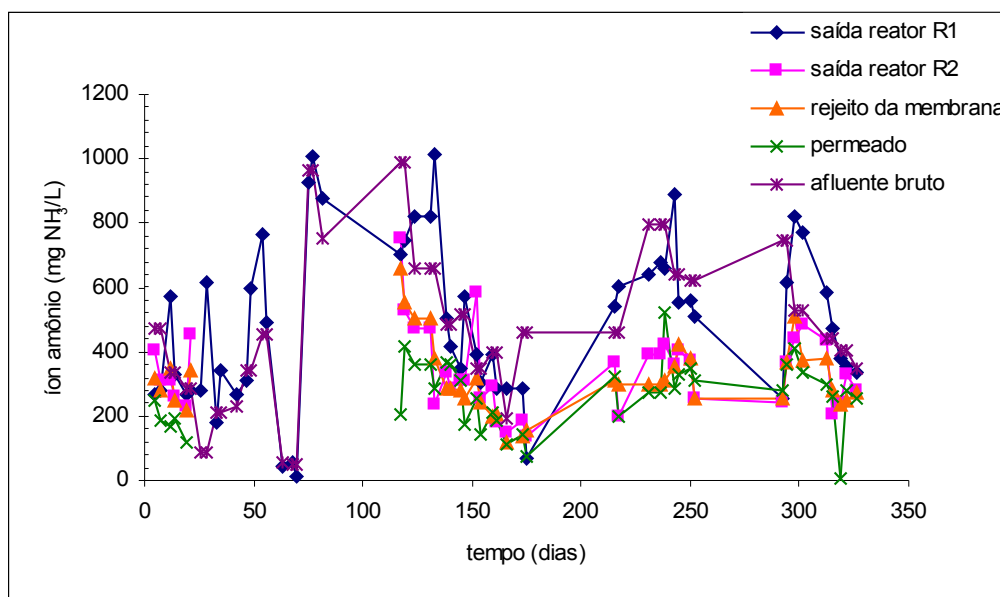


Figura 34. Concentração do íon amônio para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo.

Avaliando-se a concentração de amônia livre percebe-se que todos os pontos de coleta avaliados ultrapassaram as quantidades de 80, 100 e 150 mg/L no decorrer do monitoramento, indicando uma possível toxicidade às arqueias metanogênicas. Isto ocorreu possivelmente porque o pH estava elevado e, o equilíbrio do sistema amônia-amônio deslocou-se de modo a produzir amônia livre. Para pH igual a 8,0 a concentração de amônia livre crítica é 890 mg/L<sup>66</sup>, ou seja, nesta concentração tem-se completa inibição da atividade metanogênica. Uma

vez que o pH dos processos manteve-se normalmente próximo ou superior a este valor (Figura 28), constata-se que a concentração crítica não foi atingida pois os valores de amônia livre (Figura 33) não foram superiores a 600 mg/L.

Apesar de ter ocorrido remoção de matéria orgânica (DQO) durante todo o período de monitoramento, o fato dos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub> terem operado com elevadas concentrações de amônia, associado aos elevados valores de pH, pode explicar os baixos desempenhos dos reatores individualmente, os quais obtiveram eficiências de remoção de 21,51% e 53,76%, respectivamente. A eficiência superior do reator R<sub>2</sub> pode ser justificada por uma adaptação da biomassa devido ao sistema de retenção desta (unidade de microfiltração).

#### 4.7 TURBIDEZ

Na Tabela 12 são apresentados os valores médios e os desvios padrões do ensaio de turbidez obtidos para o afluente bruto, para as saídas dos reatores e para o permeado. Também constam nesta tabela, as eficiências médias de remoção obtidas para os diferentes sistemas avaliados.

Tabela 12. Valores médios, desvios padrões e eficiências médias de remoção do ensaio de turbidez.

Parâmetro		Turbidez
<b>Média ± desvio padrão</b> (em NTU)	Afluente bruto	20,36 ± 13,81
	Saída reator R <sub>1</sub>	18,30 ± 14,37
	Saída reator R <sub>2</sub>	30,07 ± 14,64
	Permeado	1,97 ± 2,01
<b>Eficiência de remoção (%)</b>	R <sub>1</sub>	10,09
	R <sub>2</sub>	-47,72
	UMF	93,46
	R <sub>2</sub> -UMF	90,34

Os resultados do teste t, mostraram haver suficiente evidência da existência de diferenças significativas a nível de 5%, entre as médias dos valores de turbidez da associação R<sub>2</sub>-UMF com os reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub>, do reator R<sub>2</sub> com R<sub>1</sub> e, de R<sub>2</sub> com o afluente bruto (P < 0,05). Estes resultados do teste t indicam a atuação da membrana na remoção deste parâmetro. Além disso, indicam que as médias do reator R<sub>1</sub> e do afluente bruto não são significativamente diferentes entre si. Ou seja, este reator não apresentou comportamento



significativamente diferente ao do afluente bruto, indicando assim, a ocorrência de remoção não significativa.

As eficiências médias de remoção da turbidez, as quais são apresentadas na Tabela 12, confirmam a importância na remoção da turbidez da unidade de microfiltração, seja individualmente ou associada ao reator R<sub>2</sub>, em relação ao reator R<sub>1</sub>. O reator R<sub>1</sub> apresentou eficiência média de remoção de aproximadamente 10% e o reator R<sub>2</sub> apresentou eficiência negativa, ou seja, sua turbidez foi superior à do afluente bruto. Esta elevada turbidez do reator R<sub>2</sub>, a qual é sempre muito próxima da turbidez do rejeito da membrana, como pode ser observado na Figura 35, é devido a retenção da biomassa. A elevada velocidade ascensional do reator R<sub>2</sub> em relação ao reator R<sub>1</sub> também contribuiu para justificar sua maior turbidez.

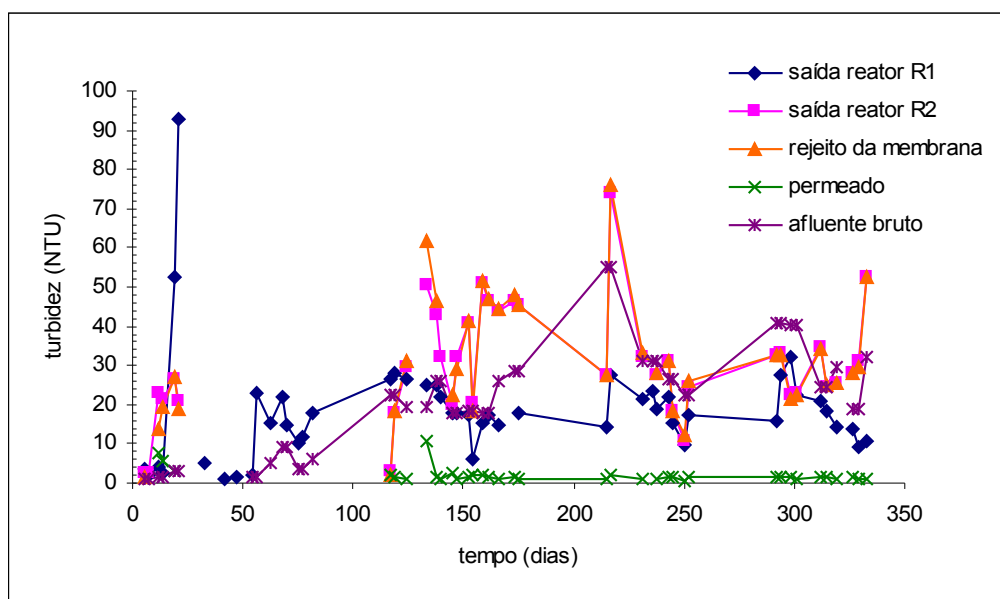


Figura 35. Valores de turbidez dos diferentes pontos dos processos ao longo do tempo.

O comportamento dos valores de turbidez para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo é apresentado na Figura 35. Os resultados mostram que a membrana realmente atuou na remoção da turbidez, deixando o efluente mais límpido<sup>71</sup>. O valor de turbidez obtido para o permeado de  $1,97 \pm 2,01$  NTU, encontra-se abaixo do limite aceitável para consumo humano (5 NTU), de acordo com a Portaria nº 518, de 25 de março de 2004 da

Agencia Nacional de Vigilância Sanitária<sup>93</sup>. O rejeito da membrana apresentou valores elevados de turbidez por conter os sólidos retidos pela membrana.

#### 4.8 SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS E TOTAIS

Na Tabela 13 são apresentados os valores médios e os desvios padrões dos ensaios de sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos totais obtidos para o afluente bruto e para as saídas dos reatores. Também constam nesta tabela, as eficiências médias de retenção obtidas para os diferentes sistemas avaliados.

Tabela 13. Valores médios, desvios padrões e eficiências médias de retenção dos ensaios de SSV e SST.

Parâmetro		SSV	SST
Média ± desvio padrão (em mg/L)	Afluente bruto	349,6 ± 266,1	589,2 ± 486,0
	Saída reator R <sub>1</sub>	177,9 ± 189,9	299,9 ± 386,9
	Saída reator R <sub>2</sub>	137,5 ± 116,3	209,5 ± 164,9
Eficiência de retenção (%)	R <sub>1</sub>	49,13	49,10
	R <sub>2</sub>	60,67	64,44
	UMF	100,0	100,0
	R <sub>2</sub> -UMF	100,0	100,0

Os resultados do teste t, mostraram haver suficiente evidência da existência de diferenças significativas a nível de 5%, entre as médias dos valores de SSV e SST dos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub> com o afluente bruto (P < 0,05).

Os valores médios de SSV e SST na saída dos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub> não apresentaram diferenças significativas, estatisticamente. Este comportamento indica que no reator R<sub>2</sub> ocorreu uma maior retenção e/ou adesão (formação de biofilme) da biomassa devido à retenção desta pela unidade de microfiltração associada ao reator R<sub>2</sub>, mesmo considerando que este reator teve uma velocidade ascensional bem superior a R<sub>1</sub>.

O comportamento das concentrações de sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos totais ao longo de todo o monitoramento é apresentado nas Figuras 36 e 37, respectivamente. As eficiências de retenção destes são apresentadas nas Figuras 38 e 39, respectivamente.

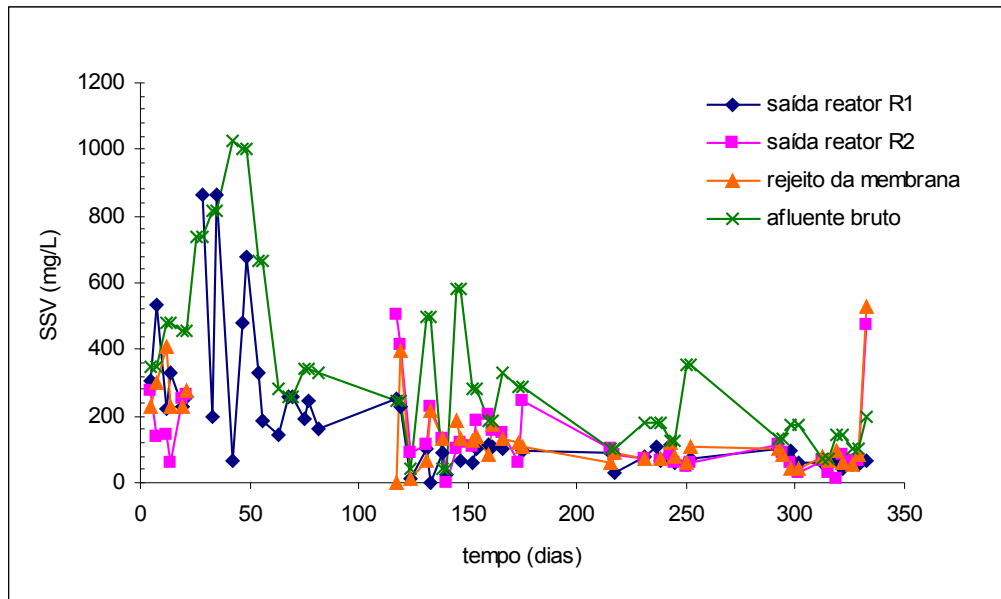


Figura 36. Concentração de SSV para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo.

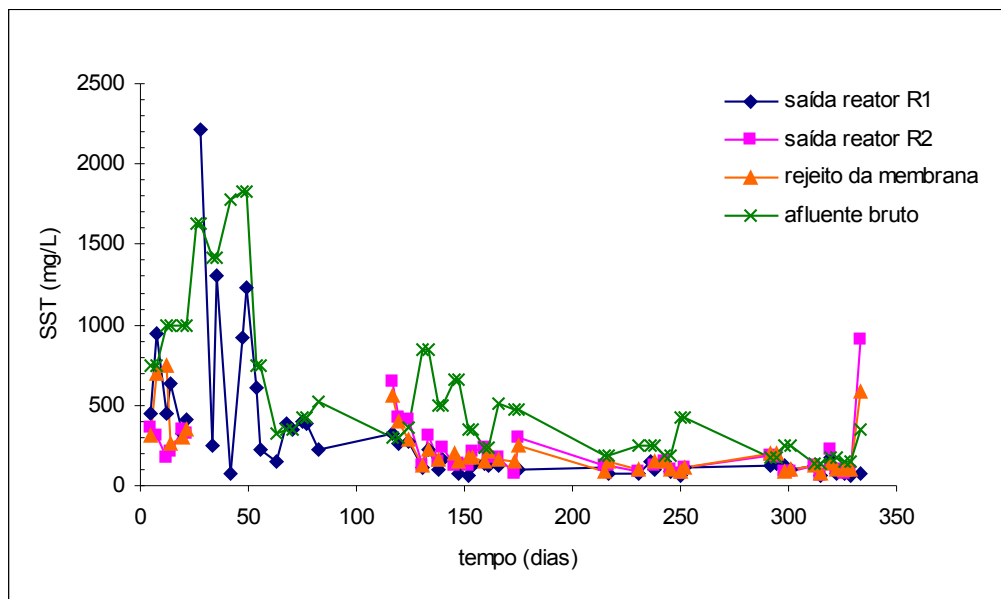


Figura 37. Concentração de SST para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo.

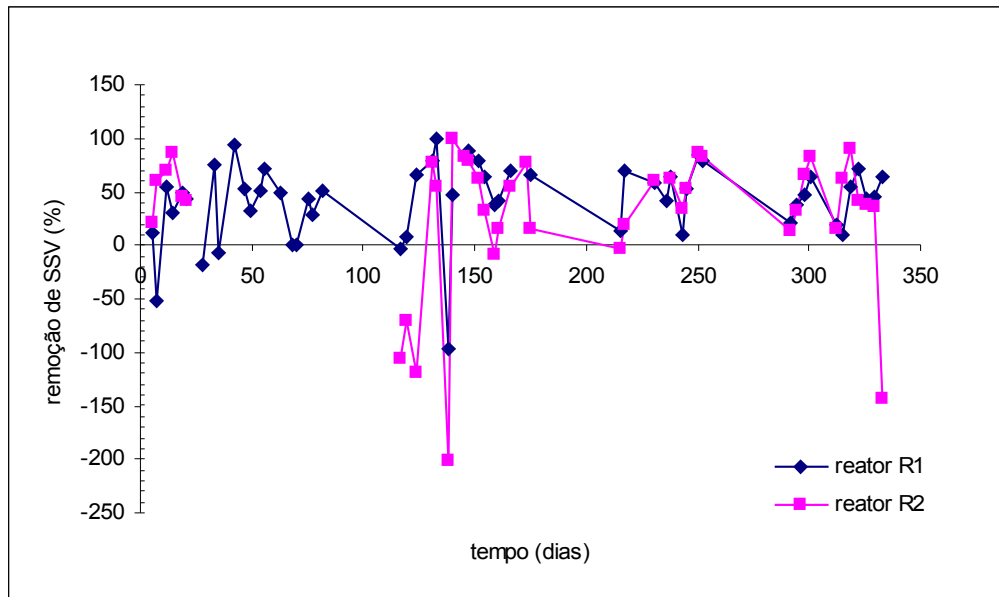


Figura 38. Eficiência de retenção de SSV para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo.

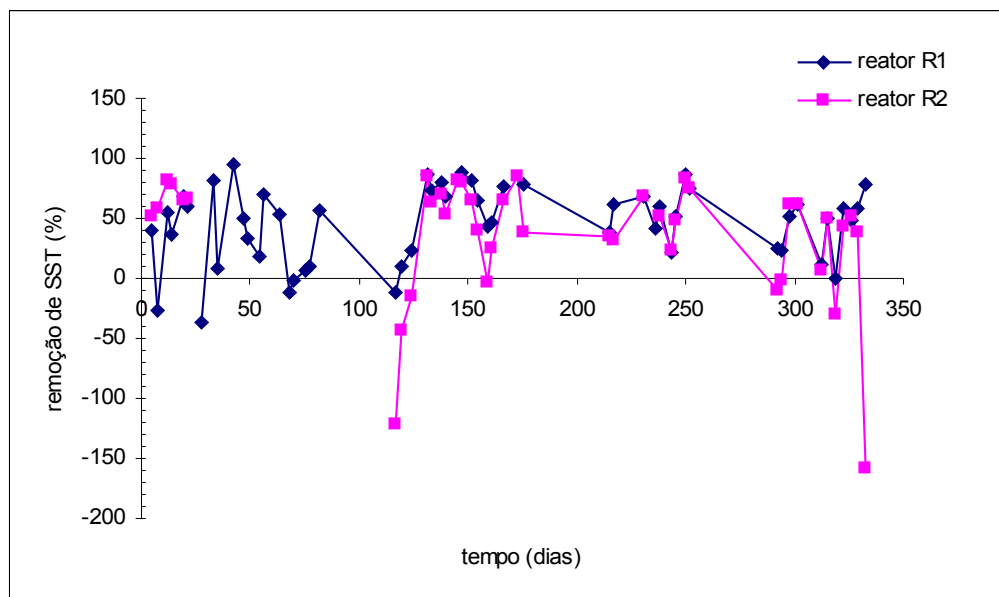


Figura 39. Eficiência de retenção de SST para os diferentes pontos dos processos ao longo do tempo.

Os valores negativos de eficiência de retenção de SSV e SST, apresentados nas Figuras 38 e 39, devem-se ao fato do afluente bruto estar mais diluído do que as saídas dos reatores.

As eficiências médias de retenção de SSV e SST quando considerada a unidade de microfiltração foram avaliadas como sendo 100%, conforme Tabela 13. Essa eficiência decorre do fato que o diâmetro médio do poro da membrana utilizada para a análise de sólidos

suspensos é de 0,47  $\mu\text{m}$ , enquanto o diâmetro médio do poro da membrana de microfiltração utilizada no experimento foi de 0,2  $\mu\text{m}$ . Assim, por definição entende-se que eficiência seja de 100%.

O reator  $R_1$  apresentou menor eficiência média de retenção de sólidos (49,13% para SSV e 49,10% para SST) do que o reator  $R_2$  (60,67% para SSV e 64,44% para SST). Tal efeito pode ser creditado a inexistência de um sistema externo de retenção de sólidos no reator  $R_1$ , uma vez que a retenção da biomassa no reator  $R_2$ , promovida pela unidade de microfiltração, possibilitou uma adaptação desta aos efeitos dos compostos tóxicos existentes no lixiviado.

#### 4.9 PERFIL DA BIOMASSA NOS REATORES

A distribuição da biomassa suspensa ao longo da altura dos reatores é apresentada na Figura 40. Foram realizadas duas coletas da biomassa dos reatores, uma durante o experimento no 266º dia de monitoramento e outra ao término do experimento no 333º dia. No segundo teste (333º dia) no qual foram coletadas amostras do fundo dos reatores, foi possível notar uma distribuição de biomassa não uniforme no reator  $R_1$ , constatando-se que a maior parte da biomassa deste concentrava-se no fundo (primeira quinta parte). Já, no reator  $R_2$ , tal comportamento não foi observado tendo em vista que a biomassa mostrou uma distribuição bastante homogênea ao longo de toda sua altura.

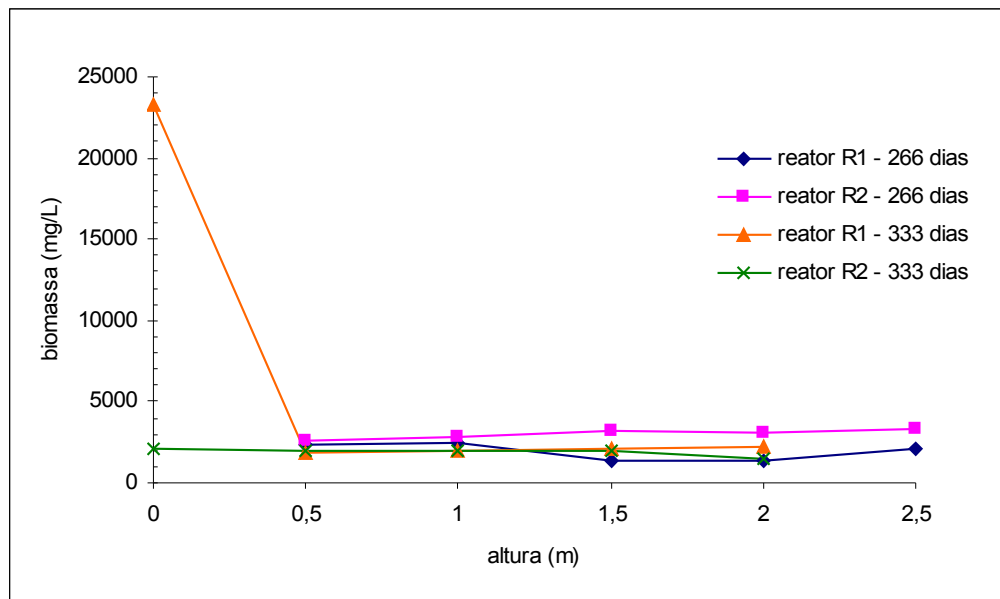


Figura 40. Distribuição da biomassa suspensa ao longo da altura dos reatores.

No Quadro 10 são apresentados os valores médios de biomassa suspensa obtidos em cada uma das coletas. Cabe salientar que na primeira coleta (266º dia) não foram retiradas amostras do fundo, e na segunda coleta, amostras do topo é que não foram coletadas. Analisando os dados do Quadro 10, nota-se que a quantidade média de biomassa do reator R<sub>1</sub> aumentou da primeira para a segunda coleta. Porém, tal fato se justifica por ter sido considerado o fundo na segunda coleta, e este conter uma quantidade de biomassa bem superior aos demais pontos, fato que já foi sido descrito por outros autores<sup>51</sup>. Se, a concentração do fundo for desprezada, o valor médio de biomassa suspensa no reator R<sub>1</sub> passa a ser 2.048 mg/L, valor que é muito próximo ao da primeira coleta (1.907 mg/L). Já, o reator R<sub>2</sub> apresentou quantidade de biomassa na segunda coleta inferior a da primeira. Como a biomassa era mantida no sistema devido à membrana de microfiltração, não pode ter ocorrido perda. A justificativa para tal fato é que parte da biomassa pode ter se aderido ao meio suporte e, assim proporcionado uma redução da quantidade suspensa.

Quadro 10. Valores médios de biomassa suspensa nos reatores.

Coleta	Reator	Biomassa (mg/L)
266º dia de monitoramento	R <sub>1</sub>	1.907
	R <sub>2</sub>	3.077
333º dia de monitoramento	R <sub>1</sub>	6.295
	R <sub>2</sub>	1.909

Ao final dos ensaios os reatores foram cortados longitudinalmente, como apresentado nas Figuras 41 e 42. Estas figuras apresentam, respectivamente, imagens dos reatores abertos e das paredes internas destes. Foi possível observar que no reator  $R_1$  a biomassa presente está principalmente na forma de biofilme, com exceção do fundo, onde foi observada uma grande concentração de biomassa suspensa. Já, no reator  $R_2$  a biomassa apresenta-se tanto aderida (biofilme) como suspensa, a última devido provavelmente a retenção promovida pela membrana de microfiltração que não permitiu que a biomassa abandonasse o sistema.



Figura 41. Vista dos reatores  $R_1$  e  $R_2$  cortados longitudinalmente.

Observa-se na Figura 42 que as paredes internas do reator  $R_2$  apresentaram menor quantidade de material aderido, tal fato, pode ser explicado pela maior velocidade ascensional aplicada a este reator associada a baixa rugosidade do material do reator (PVC) em relação ao do meio suporte (polipropileno).

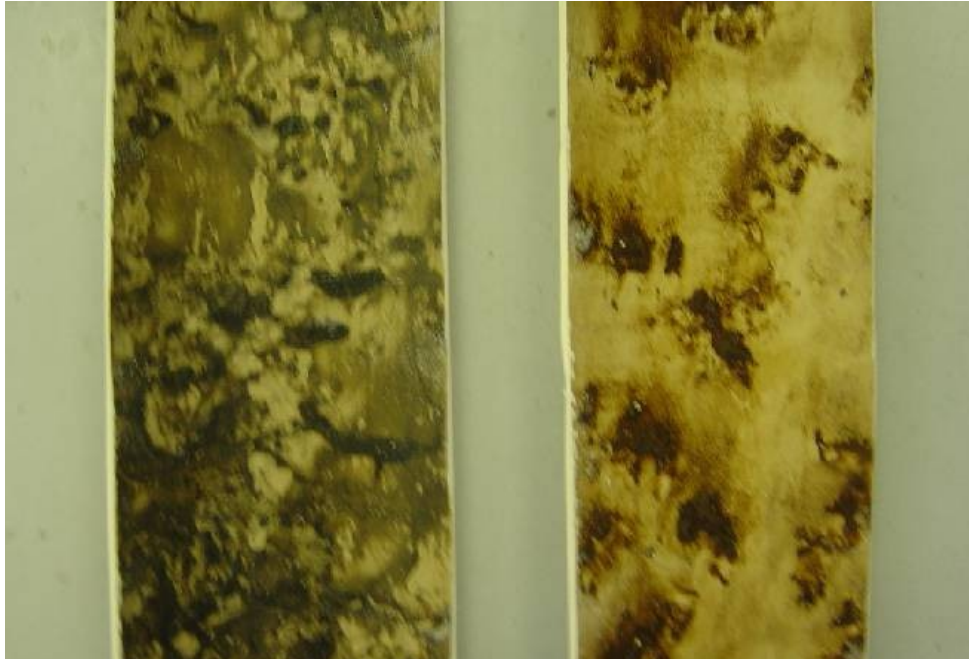


Figura 42. Paredes internas dos reatores  $R_1$  (esquerda) e  $R_2$  (direita).

Na Figura 43 é apresentada a imagem do fundo (parte inferior) dos reatores. Através desta, foi possível observar também que o reator  $R_1$  apresentava elevado acúmulo de biomassa suspensa na sua parte inferior, quantidade superior inclusive à apresentada na parte inferior do reator  $R_2$ , além de uma distribuição heterogênea de biomassa. Em contrapartida, o reator  $R_2$  mostrou uma distribuição de biomassa bastante homogênea, favorecendo uma condição de mistura completa, corroborando os resultados de concentração de biomassa suspensa ao longo da altura deste reator. Estas diferenças entre os reatores devem-se às velocidades ascensionais aplicadas nestes (Tabela 7). Devido a velocidade ascensional no reator  $R_1$  ser baixa, a biomassa concentrava-se na sua parte inferior, comprovando o comportamento já descrito por outros autores<sup>51</sup>. Já no reator  $R_2$ , isto não ocorreu devido a maior velocidade ascensional aplicada, mostrando assim maior homogeneidade da distribuição da biomassa ao longo do reator.



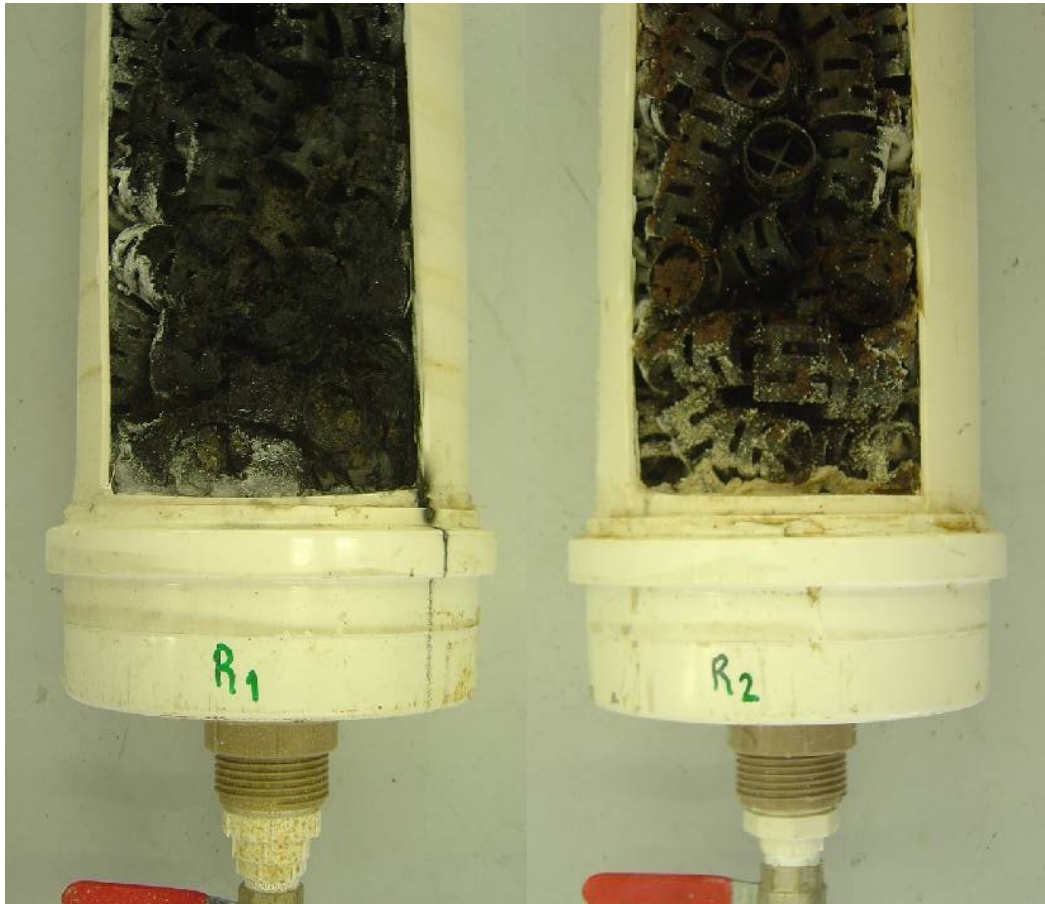


Figura 43. Fundo dos reatores  $R_1$  e  $R_2$  cortados longitudinalmente.

Na Figura 44 é apresentada a imagem da parte superior dos reatores, sendo possível perceber que a parte superior do reator  $R_1$  apresentava biomassa suspensa porque possivelmente esta estava sendo retirada do reator (arrastada com o fluido de saída), provavelmente por efeitos tóxicos provocados por compostos presentes.

Os resultados obtidos referentes ao comportamento da biomassa no interior dos reatores  $R_1$  e  $R_2$  colocam em evidência o efeito do reciclo do rejeito da membrana dentro do reator associado a esta ( $R_2$ ). A manutenção da biomassa foi um dos aspectos que garantiu a maior eficiência média do reator  $R_2$  em relação ao  $R_1$ .

Figura 44. Parte superior dos reatores R<sub>1</sub> (esquerda) e R<sub>2</sub> (direita) cortados longitudinalmente.

#### 4.10 COLIFORMES TERMOTOLERANTES E TOTAIS, ÓLEOS E GRAXAS E FÓSFORO TOTAL

Praticamente durante todo o período de monitoramento, os valores de coliformes totais e termotolerantes foram baixos tanto no permeado, assim como no afluente bruto e nas saídas dos reatores. Esses valores variaram de 0 NMP/100 mL até 110 NMP/100 mL, para coliformes termotolerantes e, de 0 NMP/100 mL até 1.600 NMP/100 mL para coliformes totais.

Na Tabela 14 são apresentados os valores médios e os desvios padrões dos ensaios de óleos e graxas e fósforo total obtidos para o afluente bruto, para as saídas dos reatores e para o permeado.

Tabela 14. Valores médios e desvios padrões dos ensaios de óleos e graxas e fósforo total.

<b>Parâmetro</b>	<b>Afluente bruto</b>	<b>Saída reator R<sub>1</sub></b>	<b>Saída reator R<sub>2</sub></b>	<b>Permeado</b>
Óleos e graxas (mg/L)	70,3 ± 155,4	59,9 ± 103,2	60,0 ± 150,8	42,2 ± 119,7
Fósforo total (mg/L)	5,3 ± 4,0	5,7 ± 4,3	4,6 ± 2,6	1,6 ± 1,5

As remoções de óleos e graxas foram baixas, apresentando valores de 14,8% e 14,6% para os reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub>, respectivamente e 39,9% para a associação R<sub>2</sub>-UMF. As concentrações de óleos e graxas no aflente bruto, na maior parte do tempo, foram abaixo de 100 mg/L, com exceção de quatro pontos, os quais apresentaram valores bem superiores. Porém, esses valores não influenciaram negativamente a eficiência dos reatores anaeróbios.

O parâmetro fósforo total foi determinado para acompanhar as quantidades deste nutriente presentes na alimentação e nos reatores, não parecendo ter sido causa da baixa eficiência porque o reator R<sub>2</sub> apresentou eficiência mesmo que a relação DQO:P tenha sido maior do que 400<sup>34</sup>.

#### 4.11 DESEMPENHO DOS REATORES, DA UMF E DA ASSOCIAÇÃO R<sub>2</sub>-UMF

Os resultados obtidos neste experimento permitem concluir que a associação de uma unidade de microfiltração aumenta consideravelmente a eficiência do processo anaeróbio no tratamento de lixiviado. Na Tabela 15 são apresentadas as eficiências médias de remoção ou retenção de DQO, SSV, SST e turbidez dos reatores, da UMF e da associação R<sub>2</sub>-UMF. Com as informações contidas nesta tabela, pode-se verificar a eficiência superior de remoção ou retenção da associação R<sub>2</sub>-UMF em relação aos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub>, em todos os parâmetros considerados (DQO, SSV, SST e turbidez). A associação R<sub>2</sub>-UMF apresentou eficiência média de 90,4% e máxima de 98,5% para remoção de DQO e, quanto a remoção de turbidez, foram apresentadas eficiências média e máxima de 90,3% e 98,0%, respectivamente.

Tabela 15. Eficiências médias de remoção ou retenção dos diferentes sistemas.

Parâmetro	Eficiência (%)			
	Reator R <sub>1</sub>	Reator R <sub>2</sub>	UMF	R <sub>2</sub> -UMF
<b>DQO</b>	21,51	53,76	79,18	90,37
<b>SSV</b>	49,13	60,67	100,00	100,00
<b>SST</b>	49,10	64,44	100,00	100,00
<b>Turbidez</b>	10,09	-47,72	93,46	90,34

Também pode ser constatado pela Tabela 15 que o reator R<sub>2</sub> apresentou maior eficiência que o reator R<sub>1</sub> para DQO, SSV e SST. Já, quando é analisada a turbidez, o reator

R<sub>1</sub> mostrou maior eficiência em relação a R<sub>2</sub> porém, considerando o efluente tratado como o permeado fica patente a importância da membrana no aumento da qualidade deste.

Conforme a Tabela 15, o reator R<sub>1</sub> apresentou menor eficiência de retenção de sólidos do que o reator R<sub>2</sub>, provavelmente, como discutido anteriormente devido a ausência de um sistema externo de retenção de sólidos.

Os resultados obtidos referentes ao comportamento da biomassa no interior dos reatores R<sub>1</sub> e R<sub>2</sub> colocam em evidência o efeito do reciclo do rejeito da membrana dentro do reator associado a esta (R<sub>2</sub>). A manutenção da biomassa, associada a sua distribuição homogênea ao longo do reator, são aspectos que garantiram a maior eficiência média do reator R<sub>2</sub> em relação ao R<sub>1</sub>. Além disso, o maior número de Reynolds, no reator R<sub>2</sub>, permitiu que este atuasse com um maior coeficiente de transferência de massa, fator decisivo para eficiência do processo.

O fato dos reatores terem operado com pH fora da faixa ótima da digestão anaeróbia, associado a concentrações consideráveis de nitrogênio amoniacal na forma de amônio e de amônia livre, pode ser a principal justificativa para os baixos desempenhos dos reatores, principalmente de R<sub>1</sub>. Os valores obtidos para sulfetos e ácidos voláteis totais, durante todo o monitoramento, não apresentaram significância para inferir que tenha ocorrido toxicidade proveniente destes parâmetros. Além disso, na faixa de pH na qual os reatores operaram, o sulfeto encontra-se na sua forma menos tóxica (como S<sup>2-</sup>) e os ácidos voláteis na sua forma dissociada que também é a menos tóxica.

Comparando os resultados de remoção de DQO obtidos com os do Quadro 6, o qual apresenta eficiências de remoção de DQO de processos com reatores anaeróbios associados a membranas, constata-se que a eficiência obtida neste experimento (90,4%) ficou um pouco abaixo daquelas informadas neste. Porém, deve ser considerada a origem do efluente e também a carga orgânica aplicada aos processos. Outro aspecto a ser considerado é a

biodegradabilidade do efluente e a composição deste, as quais influenciam a eficiência de remoção de DQO.

No Quadro 11 são apresentadas características de processos de tratamento, cujo efluente bruto é o lixiviado.

Quadro 11. Características de processos de tratamento de lixiviado.

Processo	Temperatura (°C)	DBO <sub>5</sub> /DQO	TDH (dias)	Carga orgânica (kg DQO/m <sup>3</sup> .d)	Eficiência (% remoção de DQO)	Referência
AUBF	-	-	-	11	95	(94)
				70	58	
UAF	21-25	0,7	2	2,89	68	(24)
			4	1,45	95	
Filtro biológico aeróbio	-	-	-	-	30-60	(23)
UAF com 2 estágios	35-39	0,7	8,7 a 13,1	4,9 a 8,1	40	(11)
			25,1 a 55,5	1,4 a 2,9	91	
ASBR	33-37	0,55-0,66	2	4,74	75,3	(95)
			2	7,97	63,5	
AUBF	33-37	0,55-0,66	2	7,41	59,3	(95)
			2,4	3,61	72,9	
UASB	33-37	0,5-0,6	1,7 a 2,9	3,7 a 10,7	92 a 94	(95)

Através do Quadro 11, pode-se observar que as eficiências de remoção encontradas na literatura, para tempos de detenção hidráulica e carga orgânica com valores próximos ao deste experimento, para diferentes processos, normalmente são baixas. Sendo assim, a associação R<sub>2</sub>-UMF que apresentou um resultado de remoção de DQO de 90,4%, torna-se um sistema bastante atraente para o tratamento de lixiviado gerado em aterro sanitário, até mesmo neste curto tempo de detenção hidráulica estudado.

Desta forma, fica evidenciado que a existência de uma unidade de microfiltração para reter biomassa e compostos macromoleculares promove um aumento substancial na eficiência do processo, com reduzido tempo de detenção hidráulica para este tipo de efluente. Este tipo de processo (reator anaeróbio associado a membrana de microfiltração) permite também, que menores áreas sejam destinadas ao tratamento de efluentes, o que em um aterro sanitário pode significar aproveitamento desta área para construção de novas células.

## 5. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

### 5.1 CONCLUSÕES

Neste trabalho, foi abordado o tratamento de lixiviado gerado em aterro sanitário por reatores anaeróbios, sendo um deles associado a uma unidade de microfiltração composta por uma membrana cerâmica. As conclusões a seguir listadas mostram as vantagens que podem ser obtidas quando operações físicas, baseadas na utilização de materiais avançados, são associadas a processos microbiológicos convencionais.

De acordo com o exposto no item resultados e discussão, pode-se concluir que:

- as oscilações na eficiência de remoção de DQO no reator  $R_1$  possivelmente foram ocasionadas por diluição da alimentação;
- a presença da membrana de microfiltração propicia um tempo maior para que seja efetuada a degradação de compostos macromoleculares, diminuindo as oscilações na eficiência de remoção de DQO;
- há uma efetiva ação microbiana em todas as etapas envolvidas na degradação anaeróbia, nos dois reatores, com evidente vantagem para o reator  $R_2$  associado a membrana de microfiltração devido a retenção de biomassa e compostos macromoleculares;
- a velocidade ascensional no reator  $R_2$  foi 619 vezes maior que no reator  $R_1$ , o que promoveu diferenças consideráveis nos números de Reynolds dos reatores e uma distribuição de biomassa mais uniforme dentro do reator  $R_2$ , tendo reflexo no coeficiente

de transferência de massa e na eficiência do processo. Esta afirmativa é corroborada pela maior eficiência de remoção de DQO do reator R<sub>2</sub> (53,76 %) em relação ao reator R<sub>1</sub> (21,51 %);

- a eficiência da associação R<sub>2</sub>-UMF foi significativamente maior, apresentando valor médio de 90,4% e máximo de 98,5% para remoção de DQO e, quanto a remoção de turbidez, foram obtidos valores médio e máximo de 90,3% e 98,0%, respectivamente;
- para este tempo de detenção hidráulica (2,04 dias), o reator anaeróbico R<sub>1</sub> e o afluente bruto não são significativamente diferentes entre si, quanto às concentrações médias de sulfetos, nitrogênio amoniacal, pH, alcalinidade total e turbidez;
- a qualidade do efluente tratado pela associação R<sub>2</sub>-UMF (permeado), quando comparada ao reator sem a unidade de microfiltração (R<sub>1</sub>), é refletida nos baixos valores de turbidez, DQO, e isenção de SSV e SST;
- o fenômeno de *fouling*, representado pela variação do MFI está diretamente correlacionado com a resistência da membrana durante o processo o que implica em dizer que a biomassa e os compostos retidos por esta contribuíram para tal comportamento;
- a melhor performance da associação R<sub>2</sub>-UMF estabelece uma nova alternativa de tratamento, segura e eficiente.

## 5.2 RECOMENDAÇÕES

Com base no experimento realizado pode-se fazer as seguintes recomendações:

- determinar e neutralizar os compostos que causaram elevação do pH do lixiviado, a fim de trabalhar o mais próximo possível da faixa ótima de pH da digestão anaeróbia;
- estudar a microbiologia dos processos e sua distribuição ao longo dos reatores;
- estudar as razões das baixas eficiências dos processos anaeróbios no tratamento de lixiviado de aterros sanitários para reduzidos tempos de detenção hidráulica;

- pesquisar novos materiais para serem utilizados como meio suporte aos microrganismos e sua influência na eficiência dos processos;
- testar membranas de outros materiais, visando otimização do fluxo de permeado.



## 6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- (1) QASIM, S.R.; CHIANG, W. **Sanitary landfill leachate: generation, control and treatment**. Lancaster: Technomic, 1994. 339 p.
  
- (2) SILVA C. L.; SEGATO, L. M. Tratamento de líquidos percolados por evaporação através do aproveitamento de gás de aterros sanitários. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 28., 2002, Cancún. **Anais...** Cancún, 2002. 1 CD-ROM.
  
- (3) BIDONE, F. R. A.; POVINELLI, J.; CONTRIM, S. L. S. Tratamento de lixiviado de aterro sanitário através de filtros percoladores. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 19., 1997, Foz do Iguaçu. **Anais...** Foz do Iguaçu, 1997. 1 CD-ROM.
  
- (4) CLARETO, C. R. **Tratamento biológico de líquidos percolados gerados em aterros sanitários utilizando reator anaeróbio compartimentado**. São Carlos, SP, 1997. 118 p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 1997.

- (5) TORRES, P. *et al.* Tratabilidade biológica de chorume produzido em aterro não controlado. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 2, n. 2, p. 55-62, 1997.
- (6) SOUSA, J. T. *et al.* Avaliação de parâmetros operacionais de reator tipo UASB tratando líquido percolado conjuntamente com esgotos domésticos. In: SIMPÓSIO ÍTALO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - SIBESA, 6., 2002, Vitória. **Anais...** Vitória, 2002. 1 CD-ROM.
- (7) SEGATO, L. M.; SILVA, C. L. Caracterização do chorume do aterro sanitário de Bauru. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27., 2000, Porto Alegre. **Anais...** Porto Alegre, 2000. 1 CD-ROM.
- (8) TCHOBANOGLIOUS, G.; THEISEN, H.; VIGIL, S. A. **Integrated solid waste management: engineering principles and management issues.** New York: McGraw-Hill, 1993. 978 p.
- (9) WARITH, M. A.; SHARMA, R. Technical review of methods to enhance biological degradation in sanitary landfills. **Water Quality Research Journal of Canada**, v. 33, n. 3, p. 417-437, 1998.
- (10) VENKATARAMANI, E. S.; AHLERT, R. C.; CORBO, P. Biological treatment of landfill leachates. **CRC Critical Reviews in Environmental Control**, v. 14, n. 4, p. 333-376, 1983.

- (11) WU, Y. C.; HAO, O. J.; OU, K. C. Treatment of leachate from a hazardous waste landfill site using a two-stage anaerobic filter. In: INTERNATIONAL CONFERENCE OF INNOVATIVE BIOLOGICAL TREATMENT OF TOXIC WASTEWATERS, 1986, Arlington. **Papers...** Arlington., 1986.
- (12) SHIN, H. S. *et al.* Performance of UASB reactor treating leachate from acidogenic fermenter in the two-phase anaerobic digestion of food waste. **Water Research**, v. 35, n. 14, p. 3441-3447, 2001.
- (13) SANTOS, A. F. M. S.; KATO, M. T.; FLORENCIO, L. Avaliação da biodegradabilidade anaeróbia e do tratamento de chorume através de reator UASB em escala experimental. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 22., 2003, Joinville. **Anais...** Joinville, 2003. 1 CD-ROM.
- (14) LIMA, M. C. S. *et al.* Tratamento biológico conjugado de percolado e esgoto sanitário em reator UASB. In: SIMPÓSIO ÍTALO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - SIBESA, 6., 2002, Vitória. **Anais...** Vitória, 2002. 1 CD-ROM.
- (15) KENNEDY, K. J.; LENTZ, E. M. Treatment of landfill leachate using sequencing batch and continuous flow upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. **Water Research**, v. 34, n. 14, p. 3640-3656, 2000.
- (16) KETTUNEN, R. H.; RINTALA, J. A. Performance of na on-site UASB reactor treating leachate at low temperature. **Water Research**, v. 32, n. 3, p. 537-546, 1998.

(17) COUTO, M. C. L. *et al.* Tratamento de chorume de aterro sanitário pelo processo de infiltração rápida. In: SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - SILUBESA, 11., 2004, Natal. **Anais...** Natal, 2004. 1 CD-ROM.

(18) NAVAL, L. P.; CAVALCANTE, L. A. S.; BRITO, T. G. Estudo da remoção de matéria orgânica e nutrientes no sistema de tratamento de chorume do aterro sanitário de Palmas/TO. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 22., 2003, Joinville. **Anais...** Joinville, 2003. 1 CD-ROM.

(19) ATHAYDE JR, G. B. *et al.* Uso de lagoas de estabilização para tratamento conjugado de percolado e águas residuárias domésticas. In: SIMPÓSIO ÍTALO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - SIBESA, 6., 2002, Vitória. **Anais...** Vitória, 2002. 1 CD-ROM.

(20) PIRES, J. C. A. *et al.* Projeto experimental de tratamento do chorume produzido no aterro metropolitano de Gramacho através de *wetland*. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 22., 2003, Joinville. **Anais...** Joinville, 2003. 1 CD-ROM.

(21) CAMPOS, J. C. *et al.* Tratamento do chorume do aterro sanitário de Piraí (RJ) utilizando *wetlands*. In: SIMPÓSIO ÍTALO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - SIBESA, 6., 2002, Vitória. **Anais...** Vitória, 2002. 1 CD-ROM.

(22) FLECK, E.; BIDONE, F. R. A. O tratamento de lixiviados brutos de aterros sanitários em filtros anaeróbios de brita – efeito do tempo de detenção hidráulica. In: Simpósio Internacional de Qualidade Ambiental, 4., 2004, Porto Alegre. **Anais...** Porto Alegre, 2004. 1 CD-ROM.

(23) CAMPOS, J. C. *et al.* Filtro biológico aeróbio - resultados no tratamento do chorume do aterro sanitário de Pirai - RJ. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 22., 2003, Joinville. **Anais...** Joinville, 2003. 1 CD-ROM.

(24) HENRY, J. G.; PRASAD, D.; YOUNG, H. Removal of organics from leachates by anaerobic filter. **Water Research**, v. 21, n.11, p. 1395-1399, 1987.

(25) NOVELO, R. I. M. *et al.* Tratamiento por adsorción de lixiviados de un relleno sanitario. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 28., 2002, Cancún. **Anais...** Cancún, 2002. 1 CD-ROM.

(26) SILVA, S. M. C. P.; FERNANDES, F.; LEONE, G. Possibilidades do tratamento físico-químico para redução de carga orgânica e precipitação de metais pesados do chorume produzido em aterro sanitário. In: SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - SILUBESA, 11., 2004, Natal. **Anais...** Natal, 2004. 1 CD-ROM.

- (27) SANTOS, L. P.; COELHO, M. G. Estudo da eficiência do reagente de Fenton no tratamento de líquidos percolados provenientes do aterro sanitário do município de Uberlândia – MG/Brasil. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 22., 2003, Joinville. **Anais...** Joinville, 2003. 1 CD-ROM.
- (28) ALVES, J. F.; LANGE, L. C. Avaliação da eficiência de remoção de matéria orgânica de líquidos lixiviados de aterros sanitários utilizando reagente de Fenton. In: SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL - SILUBESA, 11., 2004, Natal. **Anais...** Natal, 2004. 1 CD-ROM.
- (29) MORAES, P. B.; BERTAZZOLI, R. Eletrodegradação de chorume de lixo gerado em aterros sanitários. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 22., 2003, Joinville. **Anais...** Joinville, 2003. 1 CD-ROM.
- (30) AHN, W. Y. *et al.* Advanced landfill leachate treatment using an integrated membrane process. **Desalination**, v. 149, n. 109-114, 2002.
- (31) PIRBAZARI, M. *et al.* Hybrid membrane filtration process for leachate treatment. **Water Research**, v. 30, n. 11, p. 2691-2706, 1996.
- (32) CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, UFMG, 1997. 246 p.
- (33) VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente**. Campina Grande: EPGRAF, 1994.

- (34) HENZE, M.; HARREMOËS, P. Anaerobic treatment of wastewaters in fixed film reactors - a literature review. **Water Science and Technology**, Copenhagen, v. 15, p. 1-101, 1983.
- (35) GUJER, W.; ZEHNDER, A. J. B. Conversion processes in anaerobic digestion. **Water Science and Technology**, Copenhagen, v. 15, p. 127-167, 1983.
- (36) MCCARTY, P. L. Anaerobic waste treatment fundamentals I. **Public Works**, p. 107-112, sept. 1964.
- (37) ASPÉ, E. *et al.* Ammonia inhibition in the anaerobic treatment of fishery effluents. **Water Environ. Res.**, v. 73, n. 2, p. 154-164, 2001.
- (38) PATRY, G. G.; CHAPMAN, D. **Dynamic modeling and expert systems in wastewater engineering**. Chelsea: Lewis Publishers, 1989. 395 p.
- (39) GRADY, C. P. L.; LIM, H. C. **Biological wastewater treatment**. New York: Marcel Dekker, 1980. 963 p.
- (40) DROSTE, R. I.; KENNEDY, K. J. Steady state kinetics of anaerobic downflow stationary fixed film reactors. **Water Science and Technology**, Rio, v. 19, p. 275-285, 1987.
- (41) GÖNENÇ, I. E.; ORHON, D.; BELER BAYKAL, B. Application of biofilm kinetics to anaerobic fixed bed reactors. **Water Science and Technology**, Kyoto, v. 23, p. 1319-1326, 1991.

- (42) RINTALA, J. High-rate anaerobic treatment of industrial wastewaters. **Water Science and Technology**, v. 24, n. 1, p. 69-74, 1991.
- (43) LEMA J. M. *et al.* Chemical reactor engineering concepts in design and operation of anaerobic treatment process. **Water Science and Technology**, v. 24, n. 8, p. 79-86, 1991.
- (44) YOUNG, J. C.; MCCARTY, P. L. The anaerobic filter for waste treatment. **J. WPCF**, v. 41, n. 5, p. 160-173, 1969.
- (45) YOUNG, J. C. Factors affecting the design and performance of upflow anaerobic filters. **Water Science and Technology**, v. 24, n. 8, p. 133-155, 1991.
- (46) SWITZENBAUM, M. S. A comparison of the anaerobic filter and the anaerobic expanded/fluidized bed processes. **Water Science and Technology**, Copenhagen, v. 15, p. 345-358, 1983.
- (47) MIYAHARA, T.; NOIKE, T. Behavior of suspended solids and anaerobic bacteria in an anaerobic fixed bed reactor. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION, 7., 1994, Cape Town. **Proceedings...** Cape Town, South Africa, 1994. session 1, p. 64-73.
- (48) WANGNAI, C. *et al.* Microbial distribution in anaerobic filter reactors under different feedings modes. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON ANAEROBIC DIGESTION, 8., 1997, Sendai. **Proceedings...** Sendai, Japan, 1997. vol. 3, p. 256-259.



(49) ANDRADE NETO, C. O.; MELO H. N. S.; LUCAS FILHO, M. Análise comparativa de filtros anaeróbios com fluxo ascendente e fluxo descendente afogado. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 21., 2001, João Pessoa. **Anais...** João Pessoa, 2001. 1 CD-ROM.

(50) ANDRADE NETO, C. O. *et al.* Filtros anaeróbios de fluxo descendente afogados, com diferentes enchimentos. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 20., 1999, Rio de Janeiro. **Anais...** Rio de Janeiro, 1999. 1 CD-ROM.

(51) YOUNG, J. C.; DAHAB, M. F. Effect of media design on the performance of fixed-bed anaerobic reactors. **Water Science and Technology**, Copenhagen, v. 15, p. 369-383, 1983.

(52) TAY J. H.; SHOW, K. Y. Influence of mixing characteristics of fluid on biomass distribution and performance of upflow anaerobic filters. In: WORLD CONGRESS ANAEROBIC DIGESTION, 9., 2001, Antwerpen. **Proceedings...** Antwerpen, Belgium, 2001. part 1., p. 859-864.

(53) SOUZA, M. E. Fatores que influenciam a digestão anaeróbia. **Revista DAE**, São Paulo, v. 44, n. 137, p. 88-94, 1984.

(54) MCCARTY, P. L. Anaerobic waste treatment fundamentals II. **Public Works**, p. 123-126, oct. 1964.

- (55) KENNEDY, K. J.; VAN DEN BERG, L. Stability and performance of anaerobic fixed film reactors during hydraulic overloading at 10-35°C. **Water Research**, v. 16, p. 1391-1398, 1982.
- (56) STEIN, R. M.; MALONE, C. D. Anaerobic digestion of biological sludges. **Environmental Technology Letters**, Surrey, v. 1, n. 12, p. 571-588, 1980.
- (57) MCCARTY, P. L.; MCKINNEY, R. E. Salt toxicity in anaerobic digestion. **J. WPCF**, v. 33, n. 4, p. 399-415, 1961.
- (58) BEAL, L. L. **Tratamento anaeróbio de efluente de curtume de acabamento associado à membranas de micro e ultrafiltração**. Porto Alegre, RS, 2004. 313 p. Tese (Doutorado). Universidade Federal do Rio Grande do Sul. 2004.
- (59) LI, A.; SUTTON, P. M. Determination of alkalinity requirements for the anaerobic treatment process. In: PURDUE INDUSTRIAL WASTE CONFERENCE, 38., 1983, West Lafayette. **Proceedings...** West Lafayette: Purdue University, 1983. p. 603-613.
- (60) CAPRI, M. G.; MARAIS, G. V. R. pH adjustment in anaerobic digestion. **Water Research**, v. 9, p. 307-313, 1975.
- (61) RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **J. WPCF**, v. 58, n. 5, p. 406-411, 1983.

- (62) SPEECE, R. E.; PARKIN, G. F.; BHATTACHARYA, S. K. Modeling toxic response of anaerobic treatment. In: INTERNATIONAL SEMINAR ON ANAEROBIC TREATMENT IN TROPICAL COUNTRIES, 1986, São Paulo. **Papers...** São Paulo, 1986.
- (63) MCCARTY, P. L. Anaerobic waste treatment fundamentals III. **Public Works**, p. 91-94, nov. 1964.
- (64) BHATTACHARYA, S. K.; PARKIN, G. F. The effect of ammonia on methane fermentation processes. **Water Pollut. Control Fed.**, v. 61, n. 1, p. 55-59, 1989.
- (65) DE BAERE, L. A. *et al.* Influence of high NaCl and NH<sub>4</sub>Cl salt levels on methanogenic associations. **Water Research**, v. 18, n. 5, p. 543-548, 1984.
- (66) LAY, J. J.; LI, Y. Y.; NOIKE, T. The influence of pH and ammonia concentration on the methane production in high-solids digestion processes. **Water Environ. Res.**, v. 70, n. 5, p. 1075-1082, 1998.
- (67) HANSEN, K. H.; ANGELIDAKI, I.; AHRING, B. K. Anaerobic digestion of swine manure: inhibition by ammonia. **Water Research**, v. 32, n. 1, p. 5-12, 1998.
- (68) SCHWARTZ, L. J. Volatile fatty acids concentrations during and following ammonia nitrogen stress in an anaerobic reactor. In: BIOTECHNOLOGY AND BIOENGINEERING SYMP., 17., 1986. **Proceedings...** John Wiley & Sons, Inc., 1986. p. 655-661.

(69) BAILEY, A. D.; HANSFORD, G. S.; DOLD, P. L. The enhancement of upflow anaerobic sludge bed reactor performance using crossflow microfiltration. **Water Research**, v. 28, n. 2, p. 291-295, 1994.

(70) SCHNEIDER, R. P.; TSUTIYA, M. T. **Membranas filtrantes para o tratamento de água, esgoto e água de reuso**. 1. ed. São Paulo: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental – ABES, 2001. 234 p.

(71) TCHOBANOGLIOUS, G.; BURTON, F. L.; STENSEL, H. D. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4. ed. Boston: McGraw-Hill, 2003. 1819 p.

(72) CHERYAN, M. **Ultrafiltration and microfiltration handbook**. Lancaster: Technomic, 1998. 526 p.

(73) KOCH MEMBRANE SYSTEMS, Inc., 2004. Disponível em: <<http://www.kochmembranesystems.com/>>. Acesso em 07 jun. 2005.

(74) ANDERSON, G. K.; SAW, C. B.; FERNANDES, M. I. A. P. Applications of porous membranes for biomass retention in biological wastewater treatment process. **Process Biochemistry**, v. 21, p. 174-182, 1986.

(75) PILLAY, V. L.; BUCKLEY, C. A. Cake formation in cross-flow microfiltration systems. **Water Science and Technology**, v. 15, n. 10, p. 149-162, 1992.

- (76) NOBLE, R. D.; STERN, S. A. **Membrane separations technology: principles and applications**. Amsterdam: Elsevier Science, 1995. 718 p.
- (77) LAPOLLI, F. R.; BERGAMASCO, R.; CAMPOS, J. R. O problema de colmatação de membranas na microfiltração de esgotos sanitários. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 20., 1999, Rio de Janeiro. **Anais...** Rio de Janeiro, 1999. 1 CD-ROM.
- (78) BRINCK, J. *et al.* Influence of pH on the adsorptive fouling of ultrafiltration membranes by fatty acid. **Journal of Membrane Science**, v. 164, p. 187-194, 2000.
- (79) TANSEL, B.; BAO, W. Y.; TANSEL, I. N. Characterization of fouling kinetics in ultrafiltration systems by resistances in series model. **Desalination**, v. 129, p. 7-14, 2000.
- (80) THOMAS, H.; JUDD, S.; MURRER, J. Fouling characteristics of membrane filtration in membrane bioreactors. **Membrane Technology**, v. 2000, n. 122, p. 10-13, 2000.
- (81) KIM, J. S.; LEE, C. H.; CHANG, I. S. Effect of pump shear on the performance of a crossflow membrane bioreactor. **Water Research**, v. 35, n. 9, p. 2137-2144, 2001.
- (82) VIDAL, C. M. S.; CAMPOS, J. R. Pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de leito expandido alimentado com esgoto sanitário utilizando sistema de microfiltração tangencial. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 22., 2003, Joinville. **Anais...** Joinville, 2003. 1 CD-ROM.

(83) JEFFERSON, B. *et al.* Membrane bioreactors and their role in wastewater reuse. **Water Science and Technology**, v. 41, n. 1, p. 197-204, 2000.

(84) BEAL, L. L. Reatores biológicos associados a membranas: uma breve revisão do estado da arte. In: SIMPÓSIO NACIONAL DE BIOPROCESSOS - SINAFERM, 15., 2005, Recife. **Anais...** Recife, 2005. 1 CD-ROM.

(85) STEPHENSON, T. *et al.* **Membrane bioreactors for wastewater treatment**. Cornwall: IWA Publishing, 2000. 179 p.

(86) CHOO, K. H.; STENSEL, H. D. Sequencing batch membrane reactor treatment: nitrogen removal and membrane fouling evaluation. **Water Environment Research**, v. 72, n. 4, p. 490-498, 2000.

(87) SUTTON, P. M. Suspended and supported growth anaerobic reactors: pilot to full-scale results. In: WATER TREATMENT CONFERENCE AQUATECH'86, 1986, Amsterdam. **Proceedings...** Amsterdam, Netherlands, 1986. p. 259-268.

(88) LIAO, B. Q. *et al.* A review of biofouling and its control in membrane separation bioreactors. **Water Environment Research**, v. 76, n. 5, p. 425-436, 2004.

(89) BOERLAGE, S. F. E. *et al.* The modified fouling index using ultrafiltration membranes (MFI-UF): characterisation, filtration mechanisms and proposed reference membrane. **Journal of Membrane Science**, v. 197, p. 1-21, 2002.

- (90) APHA. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 20. ed. Washington, D.C: APHA, 1998. 1217 p.
- (91) DILALLO R.; ALBERTSON, O. E. Volatile acids by direct titration. **J. WPCF**, v. 33, n. 4, p. 356-365, 1961.
- (92) TRIOLA, M. F. **Introdução à estatística**. 9. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2005. 656 p.
- (93) BRASIL. Portaria nº 518, de 25 de março de 2004. Estabelece os procedimentos e responsabilidades relativos ao controle e vigilância da qualidade da água para consumo humano e seu padrão de potabilidade, e dá outras providências. **Diário Oficial da União**, Poder Executivo, Brasília, DF, 26 mar. 2004.
- (94) KENNEDY, K. J.; GUIOT, S. R. Anaerobic upflow bed filter - development and application. In: INTERNATIONAL SEMINAR ON ANAEROBIC TREATMENT IN TROPICAL COUNTRIES, 1986, São Paulo. **Papers...** São Paulo, 1986.
- (95) TIMUR, H. *et al.* Anaerobic treatability of leachate: a comparative evaluation for three different reactor systems. **Water Science and Technology**, v. 42, n. 1-2, p. 287-292, 2000.

## **ANEXOS DE TABELAS**



Tabela A 1. Resultados, médias e desvios padrões dos ensaios realizados no afluente bruto.

DATA	AFLUENTE BRUTO														
	pH	DQO	N.amoniacal	Fósforo total	Sulfatos	Sulfetos	Óleos e graxas	SST	SSV	Turbidez	Alc. total	AVT	NMP totais	NMP termotolerantes	
24/mai	7,37	11.240	487,2	4,9	195,3	9,4	23,4	750,0	349,0	1,14	2.180	1.335,0	8	-	
26/mai	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
31/mai	7,88	10.344	361,2	4,0	40,2	15,0	29,1	997,0	480,0	1,45	2.210	1.405,0	<2	<2	
2/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
7/jun	8,00	9.132	316,4	1,7	38,7	9,8	26,0	1.000,0	455,0	3,00	2.155	1.110,0	<2	<2	
9/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
14/jun	8,15	8.924	103,6	8,5	94,9	10,8	8,2	1.630,0	737,0	-	2.010	817,5	<2	<2	
16/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
21/jun	8,00	17.892	235,2	11,1	163,8	26,8	193,6	1.415,0	815,0	-	5.570	3.645,0	<2	<2	
23/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
30/jun	8,20	18.620	268,8	17,0	138,4	29,6	57,7	1.780,0	1.026,7	-	4.815	2.940,0	<2	<2	
5/jul	8,36	22.852	434,0	10,8	136,5	30,0	37,2	1.833,0	1.003,0	-	4.600	2.610,0	<2	<2	
7/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
12/jul	8,62	13.928	672,0	2,9	162,9	19,6	14,1	750,0	665,0	1,43	4.410	2.315,0	<2	<2	
14/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
21/jul	7,61	19.075	58,8	9,4	304,3	17,5	17,9	323,3	285,0	5,30	8.365	3.300,0	27	17	
26/jul	8,14	16.744	58,8	11,8	266,6	51,2	5,6	345,0	260,0	9,38	8.300	3.250,0	6	4	
28/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
2/ago	8,43	15.192	1.260,0	14,3	237,3	27,0	25,7	425,0	340,0	3,74	8.030	2.990,0	<2	<2	
4/ago	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
9/ago	8,74	16.976	1.223,6	3,3	225,1	11,3	10,4	522,5	327,5	6,20	7.175	3.050,0	<2	<2	
13/set	7,48	2.340	1.022,0	1,5	201,5	9,2	-	292,5	245,0	22,20	5.960	330,0	17	14	
15/set	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
20/set	8,16	6.376	770,0	4,7	139,3	15,3	711,0	359,4	40,6	19,49	6.155	510,0	2	<2	
27/set	-	13.048	554,4	1,2	136,5	-	43,3	840,0	500,0	-	-	-	13	4	
29/set	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
4/out	8,39	12.240	618,8	4,0	145,9	14,7	453,3	503,4	44,8	25,80	4.440	575,0	14	4	
6/out	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
11/out	7,82	4.732	554,4	3,1	154,4	21,3	30,5	660,0	585,0	18,10	4.310	310,0	<2	<2	
13/out	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
18/out	8,31	5.708	425,6	1,3	128,9	10,8	4,1	349,0	281,0	18,44	3.995	255,0	<2	<2	
20/out	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
25/out	8,63	16.824	590,8	2,1	113,8	7,2	24,1	233,0	187,0	17,73	3.540	210,0	2	2	
27/out	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
1/nov	8,87	17.308	352,8	4,1	125,2	14,7	38,9	508,0	332,0	26,00	2.860	395,0	<2	<2	
8/nov	7,81	5.832	492,8	1,9	142,1	10,7	10,9	478,0	286,0	28,40	4.445	170,0	<2	<2	
10/nov	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
20/dez	8,42	6.416	599,2	7,2	92,4	5,6	169,0	186,0	102,0	55,00	2.305	630,0	<2	<2	
22/dez	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
5/jan	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
10/jan	8,13	4.016	918,4	3,4	121,2	8,4	6,3	252,9	181,4	31,20	4.880	570,0	13	2	
12/jan	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
17/jan	8,37	3.532	806,4	3,4	125,1	10,0	0,0	190,0	127,0	26,50	4.085	660,0	<2	<2	
19/jan	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
24/jan	7,96	7.024	683,2	5,7	137,7	7,6	0,0	421,7	356,7	22,70	2.460	80,0	4	<2	
26/jan	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
7/mar	8,17	13.848	873,2	3,8	138,7	11,4	1,3	172,0	133,0	40,80	6.250	605,0	<2	<2	
9/mar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
13/mar	8,61	4.988	776,2	5,1	-	17,4	6,5	247,0	177,0	40,10	3.930	115,0	<2	<2	
16/mar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
27/mar	8,10	4.164	502,7	3,6	-	6,0	7,5	136,0	75,0	24,40	3.825	145,0	13	13	
30/mar	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
3/abr	8,42	4.356	520,4	3,9	89,3	8,4	-	172,0	144,0	29,80	3.080	1.310,0	<2	<2	
6/abr	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
10/abr	8,46	3.696	461,6	2,0	71,6	11,4	13,3	145,0	102,0	18,92	3.015	570,0	<2	<2	
13/abr	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
17/abr	-	3.776	255,8	3,6	99,5	1,6	-	350,0	196,0	32,10	-	-	<2	<2	
média	8,19	10.359	556,7	5,3	143,7	15,0	70,3	589,2	349,6	20,36	4.461	1.248,5	-	-	
desvio padrão	0,36	5.926	302,7	4,0	60,5	9,9	155,4	486,0	266,1	13,81	1.877	1.179,3	-	-	

Tabela A 2. Resultados, médias e desvios padrões dos ensaios realizados na saída do reator R<sub>1</sub>.

DATA	SAÍDA DO REATOR R <sub>1</sub>														
	pH	DQO	N.amoniaca	Fósforo total	Sulfatos	Sulfetos	Óleos e graxas	SST	SSV	Turbidez	Alc. total	AVT	NMP totais	NMP termotolerantes	
24/mai	7,35	7.204	274,4	11,1	142,0	5,2	11,4	450,0	307,5	3,72	2.540	555,0	8	-	
26/mai	7,66	7.912	296,8	5,9	72,8	5,6	43,2	950,0	533,0	2,05	2.670	460,0	<2	<2	
31/mai	7,63	6.192	602,0	4,0	46,1	11,4	10,2	452,0	222,0	4,30	2.740	510,0	<2	<2	
2/jun	7,93	7.576	364,0	4,7	49,4	10,8	38,2	637,0	330,0	2,51	2.550	450,0	<2	<2	
7/jun	8,03	6.444	299,6	0,3	32,6	9,0	13,3	320,0	230,0	52,70	2.585	130,0	<2	<2	
9/jun	7,65	6.112	296,8	5,5	37,7	11,8	27,4	407,0	257,0	93,10	2.680	235,0	<2	<2	
14/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
16/jun	7,64	16.176	646,8	13,7	142,1	27,6	448,0	2.217,0	867,0	-	5.590	2.805,0	8	4	
21/jun	7,95	6.492	198,8	4,8	136,5	32,4	296,0	252,0	198,0	4,91	6.220	582,5	4	4	
23/jun	8,00	9.365	378,0	5,9	124,2	33,0	207,2	1307,0	867,0	-	6.165	675,0	<2	<2	
30/jun	8,06	7.192	299,6	16,6	142,1	24,2	15,2	78,8	66,1	1,19	6.140	175,0	<2	<2	
5/jul	8,07	16.516	352,8	7,4	146,8	30,8	40,0	925,0	480,0	1,38	5.775	580,0	<2	<2	
7/jul	8,18	7.824	700,0	4,9	161,0	35,4	28,8	1.236,0	676,0	-	5.775	270,0	<2	<2	
12/jul	8,16	6.756	890,4	5,1	145,9	19,6	16,3	610,0	330,0	1,91	5.575	135,0	<2	<2	
14/jul	8,18	9.950	574,0	0,7	160,0	14,6	26,0	226,0	184,0	23,00	5.465	720,0	<2	<2	
21/jul	8,25	7.244	50,4	15,5	157,2	23,2	16,1	152,5	145,0	15,27	6.305	655,0	50	23	
26/jul	8,12	17.980	64,4	11,3	234,5	24,8	13,7	387,5	257,5	21,80	8.875	925,0	2	2	
28/jul	8,30	8.632	16,8	12,9	233,6	27,6	1,6	350,0	256,7	14,87	9.220	360,0	2	2	
2/ago	8,30	7.104	1.134,0	15,8	-	29,2	34,5	396,6	193,3	10,33	9.120	750,0	<2	<2	
4/ago	8,14	7.684	1.162,0	18,2	206,2	36,4	285,5	382,5	245,0	11,85	9.365	285,0	<2	<2	
9/ago	8,34	19.664	1.092,0	1,4	191,1	26,0	6,0	225,0	161,0	17,81	8.850	465,0	<2	<2	
13/set	8,04	5.364	792,4	2,3	172,0	8,8	0,7	326,7	253,3	26,50	6.745	255,0	2	2	
15/set	7,94	4.580	817,6	8,3	158,2	13,0	5,8	263,3	226,7	28,20	6.460	355,0	2	2	
20/set	8,05	4.716	926,8	11,6	168,5	14,0	-	275,9	13,8	26,30	6.325	525,0	<2	<2	
27/set	-	4.336	229,6	2,7	128,0	-	192,5	116,0	103,0	-	-	-	4	4	
29/set	7,92	4.552	1.108,8	4,3	132,7	1,0	20,3	218,7	0,0	25,00	5.385	450,0	13	2	
4/out	8,17	6.632	588,0	2,9	115,7	11,2	308,8	98,0	88,0	24,80	4.580	115,0	8	2	
6/out	8,41	11.640	540,4	5,1	112,9	14,0	338,8	161,8	23,5	21,90	4.450	305,0	17	13	
11/out	8,31	4.088	425,6	0,3	105,4	0,0	149,0	-	-	18,02	4.390	85,0	<2	<2	
13/out	8,23	20.048	683,2	2,6	100,6	10,0	42,3	78,0	69,0	18,11	4.595	210,0	<2	<2	
18/out	8,10	8.448	445,2	1,4	103,5	7,2	0,0	63,0	60,0	17,37	6.580	800,0	<2	<2	
20/out	8,27	5.444	369,6	1,6	98,8	10,0	-	120,0	102,0	6,27	3.940	120,0	-	-	
25/out	8,29	4.440	481,6	2,9	98,0	0,0	101,3	133,0	117,0	15,55	3.955	80,0	14	2	
27/out	8,38	14.888	366,8	3,3	106,3	13,6	76,9	123,0	108,0	17,42	3.770	95,0	<2	<2	
1/nov	8,59	4.844	408,8	4,9	103,5	0,0	17,3	120,0	102,0	14,60	3.435	95,0	<2	<2	
8/nov	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
10/nov	8,15	3.396	78,4	4,6	79,9	41,2	-	102,0	98,0	17,86	4.245	130,0	<2	<2	
20/dez	8,15	19.156	630,0	7,3	71,2	7,0	122,3	116,0	88,0	14,35	2.875	110,0	<2	<2	
22/dez	8,24	11.400	719,6	4,7	73,2	9,2	3,3	70,0	31,7	27,80	2.420	215,0	<2	<2	
5/jan	8,26	3.608	768,6	6,6	97,0	5,2	12,0	80,0	76,0	21,40	4.285	110,0	<2	<2	
10/jan	7,94	3.748	747,6	3,9	100,9	14,2	10,7	148,0	106,0	23,40	4.835	255,0	13	<2	
12/jan	8,14	4.756	764,4	5,4	100,9	12,8	0,7	100,0	64,0	19,10	4.595	120,0	23	4	
17/jan	8,15	3.448	1.030,4	8,3	103,8	0,0	2,8	148,0	115,0	21,70	4.480	780,0	<2	<2	
19/jan	8,31	4.268	677,6	2,2	111,5	9,0	0,0	92,0	60,0	15,35	4.165	505,0	4	4	
24/jan	8,24	4.556	672,0	3,7	99,9	4,6	0,0	57,0	57,0	9,50	3.635	100,0	23	<2	
26/jan	8,12	4.240	588,0	5,8	130,0	0,4	0,0	107,0	74,0	17,43	3.870	125,0	<2	<2	
7/mar	9,29	9.704	811,4	8,5	115,3	26,0	41,5	129,0	105,0	15,60	6.650	1.005,0	<2	<2	
9/mar	8,72	4.556	979,0	7,3	114,3	21,6	30,8	133,0	83,0	27,80	6.615	240,0	<2	<2	
13/mar	8,54	4.912	1.146,6	4,2	-	16,8	5,8	119,5	95,1	32,00	5.515	180,0	-	-	
16/mar	8,47	14.060	1.026,1	4,3	211,0	20,0	1,8	94,0	63,0	22,20	5.455	220,0	<2	<2	
27/mar	8,32	4.416	720,3	3,7	-	8,8	4,8	119,0	61,0	20,90	4.850	410,0	<2	<2	
30/mar	8,25	4.916	564,5	3,9	78,4	10,8	3,5	68,0	67,0	18,15	3.950	670,0	23	4	
3/abr	8,25	28.828	455,7	3,6	76,7	8,0	8,5	172,0	65,0	14,24	3.675	855,0	<2	<2	
6/abr	8,23	5.132	420,4	3,1	75,0	-	28,3	72,0	42,0	-	3.440	820,0	<2	<2	
10/abr	8,29	7.256	411,6	0,3	71,6	11,6	0,0	74,0	57,0	13,97	3.140	595,0	<2	<2	
13/abr	-	3.352	370,4	1,7	67,4	8,4	4,8	61,0	56,0	9,02	-	-	-	-	
17/abr	-	3.444	411,6	2,7	75,0	10,8	0,0	76,0	69,0	10,69	-	-	23	23	
média	8,17	8.131	579,5	5,7	117,7	14,9	59,9	299,9	177,9	18,30	5.029	435,7	-	-	
desvio padrão	0,29	5.336	300,5	4,3	46,8	10,6	103,2	386,9	189,9	14,37	1.843	424,3	-	-	

Tabela A 3. Resultados, médias e desvios padrões dos ensaios realizados na saída do reator R<sub>2</sub>.

DATA	SAÍDA DO REATOR R <sub>2</sub>														
	pH	DQO	N.amoniaco	Fósforo total	Sulfatos	Sulfetos	Óleos e graxas	SST	SSV	Turbidez	Alc. total	AVT	NMP totais	NMP termotolerantes	
24/mai	6,93	5.104	406,0	8,9	170,2	7,8	11,4	360,0	277,0	2,31	1.945	560,0	2	-	
26/mai	7,97	3.738	344,4	7,5	126,9	12,0	11,2	310,0	137,0	2,34	2.110	277,5	<2	<2	
31/mai	7,88	3.206	338,8	2,1	43,1	14,0	12,8	180,0	145,0	23,00	2.135	65,0	<2	<2	
2/jun	8,37	3.348	330,4	3,0	48,9	9,4	29,8	210,0	63,0	21,30	1.990	335,0	<2	<2	
7/jun	8,17	3.582	268,8	4,4	242,7	7,6	29,0	346,7	250,0	26,40	1.705	150,0	<2	<2	
9/jun	7,98	3.440	504,0	6,1	137,6	16,8	65,0	329,0	264,5	21,10	1.865	125,0	<2	<2	
14/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
16/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
21/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
23/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
30/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
5/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
7/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
12/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
14/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
21/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
26/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
28/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
2/ago	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
4/ago	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
9/ago	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
13/set	8,32	6.792	926,8	1,9	183,6	15,2	234,6	650,0	505,0	3,27	6.355	1.470,0	2	2	
15/set	8,81	5.972	918,4	1,5	400,4	18,5	-	420,0	416,7	17,67	5.425	850,0	2	2	
20/set	8,87	6.520	868,0	16,0	297,7	15,5	155,5	414,3	89,3	29,60	5.210	615,0	<2	<2	
27/set	-	4.344	812,0	4,7	306,2	-	3,3	125,0	115,0	-	-	-	2	2	
29/set	8,89	13.658	439,6	8,7	338,2	0,5	4,3	307,5	227,5	50,60	4.300	225,0	2	2	
4/out	8,91	5.534	644,0	0,6	280,7	5,2	57,8	155,0	135,0	43,00	3.725	145,0	27	<2	
6/out	8,99	4.652	602,0	4,6	234,5	9,2	917,1	235,9	0,0	32,20	3.585	580,0	1600	110	
11/out	8,92	4.624	602,0	2,1	223,2	18,7	121,7	124,0	104,0	19,89	3.690	215,0	<2	<2	
13/out	8,92	5.006	604,8	3,3	243,9	16,4	11,7	132,0	119,0	31,90	3.500	235,0	<2	<2	
18/out	8,85	4.988	1.047,2	4,8	238,3	0,0	0,7	124,0	108,0	40,90	3.245	155,0	<2	<2	
20/out	8,90	3.394	481,6	2,0	233,6	0,0	0,0	211,0	189,0	20,60	3.150	100,0	-	-	
25/out	8,73	3.916	467,6	2,0	224,1	0,0	16,1	239,0	203,0	50,80	2.735	100,0	4	<2	
27/out	8,57	3.214	252,0	4,2	198,7	0,0	115,5	173,0	159,0	46,50	2.270	115,0	<2	<2	
1/nov	8,80	3.620	254,8	3,8	-	0,0	50,0	175,0	150,0	44,10	1.970	90,0	<2	<2	
8/nov	8,70	2.642	294,0	1,8	421,2	0,0	117,7	69,0	63,0	46,30	2.070	65,0	<2	<2	
10/nov	8,57	2.924	196,0	3,6	371,6	0,0	-	295,0	244,0	45,30	1.805	70,0	<2	<2	
20/dez	8,36	8.210	462,0	6,7	189,6	0,0	145,0	121,0	105,0	27,70	2.125	125,0	<2	<2	
22/dez	8,77	2.756	327,6	4,3	123,2	0,0	11,7	126,7	83,3	74,10	1.730	75,0	<2	<2	
5/jan	8,72	2.830	628,6	5,1	139,7	0,0	0,0	82,0	72,0	31,90	2.360	375,0	<2	<2	
10/jan	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
12/jan	8,12	3.684	487,2	5,5	165,9	0,0	9,1	121,0	69,0	27,60	2.150	515,0	23	<2	
17/jan	8,33	2.292	445,2	4,4	161,0	0,0	12,9	145,0	84,0	30,90	2.070	155,0	23	<2	
19/jan	8,36	2.780	512,4	3,2	152,3	0,0	0,0	99,0	59,0	18,20	2.135	135,0	8	8	
24/jan	8,35	3.488	470,4	4,0	163,9	0,0	0,0	73,0	46,0	10,70	1.640	230,0	23	<2	
26/jan	7,78	3.386	271,6	3,5	173,6	0,0	0,0	106,0	61,0	24,70	920	170,0	<2	<2	
7/mar	8,83	6.694	432,2	5,7	147,9	0,0	50,0	190,0	116,0	32,40	3.400	140,0	<2	<2	
9/mar	8,63	5.762	541,0	5,9	165,2	0,0	50,8	176,0	91,0	33,40	3.790	145,0	<2	<2	
13/mar	8,87	6.160	811,4	5,2	-	0,0	1,3	93,0	59,0	22,30	4.000	185,0	<2	<2	
16/mar	8,65	8.814	732,1	5,5	302,7	10,0	3,8	93,0	31,0	22,90	4.025	180,0	<2	<2	
27/mar	8,73	3.682	696,8	4,8	-	8,2	4,3	127,0	64,0	34,70	3.490	175,0	2	2	
30/mar	8,97	4.974	417,5	4,7	151,0	2,2	2,0	68,0	29,0	24,70	3.050	500,0	<2	<2	
3/abr	8,88	3.800	455,7	5,3	171,3	0,0	7,0	224,0	14,0	25,60	2.940	650,0	<2	<2	
6/abr	8,77	3.652	549,8	4,1	167,9	-	41,8	97,0	85,0	-	2.960	750,0	23	<2	
10/abr	8,79	10.872	476,3	4,3	146,0	3,6	32,8	70,0	64,0	28,10	2.890	245,0	<2	<2	
13/abr	-	4.784	470,4	5,0	162,9	1,2	4,7	89,0	65,0	31,30	-	-	-	-	
17/abr	-	3.552	335,2	3,9	260,9	0,0	0,0	904,0	477,0	52,60	-	-	<2	<2	
média	8,55	4.790	515,3	4,6	208,2	4,9	60,0	209,5	137,5	30,07	2.907	297,2	-	-	
desvio padrão	0,43	2.298	204,6	2,6	85,8	6,5	150,8	164,9	116,3	14,64	1.163	285,6	-	-	

Tabela A 4. Resultados, médias e desvios padrões dos ensaios realizados no rejeito da membrana.

DATA	REJEITO DA MEMBRANA											
	pH	DQO	N.amoniaco	Fósforo total	Sulfatos	Sulfetos	Oleos e graxas	SST	SSV	Turbidez	Alc. total	AVT
24/mai	7,70	4.062	336,0	8,4	185,7	5,2	25,0	316,0	230,0	1,31	-	-
26/mai	7,91	3.832	308,0	14,3	86,4	16,0	11,0	700,0	303,0	-	-	-
31/mai	7,92	2.948	380,8	5,8	-	-	13,4	54,4	750,0	410,0	13,71	-
2/jun	8,37	3.616	316,4	3,1	42,6	8,2	168,2	260,0	230,0	19,29	-	-
7/jun	8,26	3.646	260,4	5,6	214,1	8,4	5,5	296,9	228,0	27,10	-	-
9/jun	8,02	3.448	383,6	3,3	95,8	15,6	64,5	345,0	277,4	18,70	-	-
14/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
16/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
21/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
23/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
30/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
12/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
14/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
21/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
26/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
28/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2/ago	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
4/ago	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
9/ago	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
13/set	8,29	6.740	803,6	1,8	189,3	11,6	73,7	563,6	0,0	1,91	6.200	1.435,0
15/set	8,82	5.834	963,2	1,2	225,1	18,5	-	400,0	396,7	18,43	5.455	815,0
20/set	8,87	4.266	924,0	18,0	309,9	16,0	50,0	290,3	12,9	31,30	5.050	290,0
27/set	-	4.370	845,6	1,0	303,3	-	197,0	121,0	66,0	-	-	-
29/set	8,93	4.934	744,8	0,8	346,7	11,0	2,8	228,0	214,0	61,70	4.270	1.095,0
4/out	8,91	5.298	546,0	3,4	276,0	15,5	305,5	159,0	134,0	46,30	3.740	520,0
6/out	-	4.724	509,6	5,6	232,6	-	400,8	-	-	-	-	-
11/out	8,92	4.466	546,0	1,9	228,9	15,3	502,1	194,0	186,0	22,40	3.695	170,0
13/out	8,92	5.224	492,8	0,8	239,2	15,2	2,7	154,0	130,0	29,30	3.480	205,0
18/out	8,87	4.244	588,0	2,0	238,3	5,2	0,0	180,0	127,5	41,20	3.270	110,0
20/out	8,93	3.420	481,6	6,0	238,3	0,0	0,0	176,0	141,0	18,40	3.205	155,0
25/out	8,76	3.336	333,2	4,0	224,1	0,0	21,4	154,0	85,0	51,50	2.720	95,0
27/out	8,61	16.318	299,6	5,5	199,6	0,0	181,1	209,0	174,0	46,90	2.335	125,0
1/nov	8,82	5.496	207,2	1,3	382,5	0,0	67,5	164,0	135,0	44,40	1.995	105,0
8/nov	8,74	2.640	224,0	1,4	423,1	0,0	14,5	155,0	121,0	47,80	2.045	85,0
10/nov	8,59	4.162	226,8	3,9	-	0,0	-	254,5	106,1	45,60	1.750	85,0
20/dez	8,35	3.186	389,2	7,2	196,4	0,0	170,7	87,0	62,0	27,80	3.280	165,0
22/dez	8,78	2.642	501,2	4,6	123,2	0,0	0,5	148,3	91,7	76,20	1.785	175,0
5/jan	8,74	3.000	483,0	3,9	139,7	0,0	9,3	95,0	70,0	33,00	2.260	365,0
10/jan	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
12/jan	8,16	3.484	361,2	3,8	165,9	0,0	1,0	154,0	74,0	28,20	2.185	385,0
17/jan	8,34	2.390	442,4	5,6	163,9	0,0	0,0	145,0	121,0	31,20	2.065	170,0
19/jan	8,33	3.110	526,4	4,2	148,4	0,0	0,0	99,0	80,0	18,25	2.120	180,0
24/jan	8,30	5.218	467,6	4,9	166,9	0,0	0,0	82,0	63,0	12,50	1.625	210,0
26/jan	7,82	3.472	274,4	4,3	184,3	0,0	0,0	112,0	110,0	25,90	970	190,0
7/mar	8,86	6.964	464,5	4,8	144,8	0,0	1,8	197,0	101,0	32,40	3.105	75,0
9/mar	8,68	4.858	561,5	5,6	279,2	0,0	57,0	196,0	84,0	32,9	3.890	155,0
13/mar	8,87	18.186	940,8	6,5	-	0,0	5,8	88,0	41,0	21,50	3.985	455,0
16/mar	8,80	9.166	635,0	4,9	292,5	5,2	2,3	96,0	41,0	22,40	3.925	190,0
27/mar	8,75	4.556	623,3	4,1	-	5,8	4,5	124,0	80,0	34,20	3.500	230,0
30/mar	8,85	7.186	499,8	5,1	147,7	2,8	3,3	80,0	65,0	24,80	3.155	175,0
3/abr	8,88	3.724	435,1	5,8	174,7	0,0	5,0	136,0	94,0	25,30	3.010	1.125,0
6/abr	8,77	3.670	411,6	5,2	168,8	-	30,8	100,0	63,0	-	3.070	305,0
10/abr	8,78	3.902	461,6	3,2	150,2	6,4	0,5	96,0	54,0	28,30	2.925	360,0
13/abr	-	3.480	382,2	0,1	161,2	2,0	4,4	100,0	87,0	29,60	-	-
17/abr	-	6.948	291,1	9,4	266,0	0,0	0,0	583,3	530,0	52,80	-	-
média	8,57	5.028	484,7	4,7	209,6	5,2	62,7	219,7	140,5	30,93	3.099	329,0
desvio padrão	0,36	3.150	196,7	3,4	80,4	6,4	115,5	165,9	112,7	15,53	1.162	336,8

Tabela A 5. Resultados, médias e desvios padrões dos ensaios realizados no permeado.

DATA	PERMEADO											
	pH	DQO	N.amoniacal	Fósforo total	Sulfatos	Sulfetos	Óleos e graxas	Turbidez	NMP totais	NMP termotolerantes	Alc. total	AVT
24/mai	7,99	904	275,5	3,0	15,5	13,2	0,4	-	<2	<2	-	-
26/mai	8,07	746	212,8	3,0	17,8	7,6	3,9	-	<2	<2	-	-
31/mai	8,20	234	201,6	1,3	12,8	4,4	30,0	7,58	<2	<2	-	-
2/jun	8,45	210	255,9	0,4	10,2	4,0	51,3	5,41	-	-	-	-
7/jun	8,45	138	156,8	0,7	7,3	4,0	0,0	2,85	-	-	-	-
9/jun	8,15	332	-	-	-	21,3	-	-	-	-	-	-
14/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
16/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
21/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
23/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
30/jun	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
12/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
14/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
21/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
26/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
28/jul	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2/ago	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
4/ago	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
9/ago	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
13/set	8,37	1.505	263,2	1,5	55,2	6,8	2,8	2,14	<2	<2	5,950	1.510,0
15/set	8,87	2.578	771,1	0,1	43,9	7,5	3,4	1,32	<2	<2	5,155	940,0
20/set	8,89	1.055	672,0	4,2	58,8	12,0	7,0	0,94	<2	<2	4,875	970,0
27/set	-	956	820,4	0,1	68,2	-	3,0	-	-	-	-	-
29/set	8,92	738	552,2	1,6	59,3	8,5	84,0	10,94	-	-	3,955	1.185,0
4/out	8,93	1.264	724,6	0,9	48,0	8,0	8,6	1,42	13	<2	3,495	455,0
6/out	8,95	604	720,2	1,9	-	14,0	108,3	1,27	-	-	3,370	945,0
11/out	8,91	421	593,0	1,0	63,0	23,3	588,4	2,73	<2	<2	3,500	100,0
13/out	8,95	297	346,6	1,1	46,1	8,8	0,0	0,79	2	<2	3,305	165,0
18/out	8,87	712	469,8	0,7	44,7	3,2	0,0	1,39	<2	<2	3,055	75,0
20/out	8,94	457	280,0	1,2	42,8	0,0	0,0	2,02	-	-	2,955	240,0
25/out	8,78	581	350,6	1,0	43,2	0,0	22,7	1,81	23	23	2,555	75,0
27/out	8,65	512	280,0	1,0	-	0,0	475,9	1,32	<2	<2	2,140	290,0
1/nov	8,84	2.346	198,8	3,1	-	0,0	16,3	1,21	<2	<2	1,785	115,0
8/nov	8,74	680	228,5	0,5	261,5	0,0	11,1	1,56	<2	<2	1,990	65,0
10/nov	8,62	1.269	112,0	2,1	385,0	0,0	-	1,17	<2	<2	1,645	95,0
20/dez	8,42	808	415,5	1,0	175,7	0,0	120,7	1,09	<2	<2	2,070	105,0
22/dez	8,82	1.197	343,3	1,0	108,3	0,0	0,0	2,10	<2	<2	1,665	235,0
5/jan	8,76	872	453,3	1,6	32,5	0,0	10,0	1,08	<2	<2	2,200	65,0
10/jan	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
12/jan	8,17	1.021	610,4	1,7	40,2	0,0	6,8	0,82	4	<2	2,790	310,0
17/jan	8,39	639	364,0	1,6	47,0	0,0	0,0	1,35	<2	<2	1,920	110,0
19/jan	8,35	1.487	416,1	2,1	36,4	0,0	0,0	1,29	<2	<2	2,005	95,0
24/jan	8,34	1.082	432,9	2,1	38,8	0,0	0,0	0,66	13	2	1,520	135,0
26/jan	7,94	1.258	342,7	1,6	38,3	0,0	0,0	1,48	23	<2	895	35,0
7/mar	8,85	1.393	501,0	8,6	44,9	0,0	2,8	1,42	<2	<2	2,960	80,0
9/mar	8,69	1.331	564,5	2,8	230,2	0,0	36,9	1,69	<2	<2	3,825	490,0
13/mar	8,85	1.164	741,5	0,2	-	0,0	1,0	1,53	<2	<2	3,865	280,0
16/mar	8,80	1.441	573,3	2,8	204,8	0,0	2,0	1,16	<2	<2	3,610	235,0
27/mar	8,75	1.473	488,0	1,2	-	0,0	3,0	1,37	<2	<2	3,285	465,0
30/mar	8,96	1.149	531,6	1,9	37,1	1,0	3,3	1,37	<2	<2	2,835	730,0
3/abr	8,98	1.141	12,3	1,8	42,1	0,0	2,8	1,14	<2	<2	2,840	950,0
6/abr	8,80	1.210	482,2	0,2	38,8	-	41,0	-	13	4	2,750	715,0
10/abr	8,78	1.574	429,2	0,2	37,9	2,0	0,0	1,33	<2	<2	2,670	410,0
13/abr	-	1.101	441,6	1,2	35,8	1,0	0,0	0,77	-	-	-	-
17/abr	-	1.006	270,5	1,7	33,7	0,0	0,0	1,26	<2	<2	-	-
média	8,64	997	422,5	1,6	71,6	3,9	42,2	1,97	-	-	2,920	395,9
desvio padrão	0,31	519	193,4	1,5	81,5	6,0	119,7	2,01	-	-	1,104	390,5

Tabela A 6. Médias, desvios padrões, variâncias e resultados do teste t, com nível de significância de 5%.

	Parâmetro	Sulfetos	Óleos e graxas	Alcalinidade total	Ácidos voláteis totais	AVT/AT	Sulfatos	Nitrogênio amoniacal	Fósforo total	DQO	pH	Turbidez	SSV	SST
Média	Saída reator R <sub>1</sub>	14,9	59,9	5.029	435,7	0,092	117,7	579,5	5,7	8.131	8,17	18,30	177,9	299,9
	Saída reator R <sub>2</sub>	4,9	60,0	2.907	297,2	0,101	208,2	515,3	4,6	4.790	8,55	30,07	137,5	209,5
	Permeado	3,9	42,2	2.920	395,9	-	71,6	422,5	1,6	997	8,64	1,97	-	-
	Afluente bruto	15,0	70,3	4.461	1.248,5	-	143,7	556,7	5,3	10.359	8,19	20,36	349,6	589,2
Desvio padrão	Saída reator R <sub>1</sub>	10,6	103,2	1.843	424,3	0,085	46,8	300,5	4,3	5.336	0,29	14,37	189,9	386,9
	Saída reator R <sub>2</sub>	6,5	150,8	1.163	285,6	0,074	85,8	204,6	2,6	2.298	0,43	14,64	116,3	164,9
	Permeado	6,0	119,7	1.104	390,5	-	81,5	193,4	1,5	519	0,31	2,01	-	-
	Afluente bruto	9,9	155,4	1.877	1.179,3	-	60,5	302,7	4,0	5.926	0,36	13,81	266,1	486,0
Variância	Saída reator R <sub>1</sub>	111,6	10.648	3.397.622	180.000	0,0072	2.188	90.299	18,7	28.470.598	0,09	206	36.063	149.693
	Saída reator R <sub>2</sub>	42,5	22.729	1.352.634	81.595	0,0055	7.358	41.873	6,6	5.280.138	0,18	214	13.524	27.191
	Permeado	36,2	14.323	1.218.891	152.491	-	6.648	37.402	2,1	269.862	0,10	4,05	-	-
	Afluente bruto	98,9	24.152	3.524.210	1.390.759	-	3.662	91.630	16,1	35.117.065	0,13	191	70.792	236.222
Número de dados	Saída reator R <sub>1</sub>	53	52	52	52	52	52	55	55	55	52	50	54	54
	Saída reator R <sub>2</sub>	39	39	38	38	38	38	41	41	41	38	39	41	41
	Permeado	39	39	32	32	-	35	40	40	41	38	36	-	-
	Afluente bruto	30	28	29	29	-	29	31	31	31	29	26	31	31
R <sub>1</sub> e R <sub>2</sub>	Graus de liberdade	88	64	86	87	88	53	93	90	78	62	87	89	76
	t	5,56	-0,006	6,68	1,85	-0,55	-5,89	1,24	1,60	4,16	-4,76	-3,80	1,28	1,54
	t tabelado	1,66	1,67	1,66	1,66	1,66	1,67	1,66	1,66	1,66	1,67	1,66	1,66	1,67
	P uni-caudal	1,4E-07	0,50	1,1E-09	0,03	0,29	1,3E-07	0,11	0,06	4,1E-05	6,0E-06	0,0001	0,10	0,06
R <sub>2</sub> -UMFR <sub>2</sub> e	Graus de liberdade	76	76	68	56	-	71	79	64	44	67	40	-	-
	t	0,75	0,58	-0,05	-1,19	-	6,96	2,10	6,40	10,31	-0,99	11,87	-	-
	t tabelado	1,67	1,67	1,67	1,67	-	1,67	1,66	1,67	1,68	1,67	1,68	-	-
	P uni-caudal	0,23	0,28	0,48	0,12	-	7,0E-10	0,02	1,0E-08	1,3E-13	0,16	5,5E-15	-	-
R <sub>2</sub> -UMFR <sub>1</sub> e	Graus de liberdade	85	89	82	82	-	49	92	70	55	88	52	-	-
	t	6,32	0,75	6,56	0,43	-	3,02	3,09	6,53	9,85	-7,32	7,93	-	-
	t tabelado	1,66	1,66	1,66	1,66	-	1,68	1,66	1,67	1,67	1,66	1,67	-	-
	P uni-caudal	5,7E-09	0,23	2,3E-09	0,33	-	0,0020	0,0013	4,4E-09	4,7E-14	5,7E-11	8,08E-11	-	-
R <sub>2</sub> e afluente bruto	Graus de liberdade	81	40	79	32	-	79	84	84	84	79	74	48	83
	t	-0,05	-0,32	1,32	-3,58	-	-2,16	0,34	0,43	-1,79	-0,35	-0,60	-3,16	-3,02
	t tabelado	1,66	1,68	1,66	1,69	-	1,66	1,66	1,66	1,66	1,66	1,67	1,68	1,66
	P uni-caudal	0,48	0,38	0,09	0,0006	-	0,02	0,37	0,33	0,04	0,36	0,28	0,0014	0,0017
R <sub>2</sub> e afluente bruto	Graus de liberdade	47	65	44	31	-	65	50	48	37	65	63	39	35
	t	-4,81	-0,27	-3,92	-4,25	-	3,60	-0,66	-0,88	-4,96	3,61	2,68	-4,15	-4,17
	t tabelado	1,68	1,67	1,68	1,70	-	1,67	1,68	1,68	1,69	1,67	1,67	1,68	1,69
	P uni-caudal	8,0E-06	0,39	0,0002	9,1E-05	-	0,0003	0,26	0,19	8,0E-06	0,0003	0,0047	8,7E-05	9,5E-05