

UNIVERSIDADE DE CAXIAS DO SUL
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM MATERIAIS

**Desenvolvimento de reator anaeróbio de leito fluidizado associado
a membranas de microfiltração**

Paulo Américo Boff

Caxias do Sul

2008

PAULO AMÉRICO BOFF

**DESENVOLVIMENTO DE REATOR ANAERÓBIO DE LEITO
FLUIDIZADO ASSOCIADO A
MEMBRANAS DE MICROFILTRAÇÃO**

“Dissertação apresentada ao programa de Pós-graduação em Materiais da Universidade de Caxias do Sul, visando a obtenção do grau de Mestre em Materiais”.

Orientador: Prof. Dr. Lademir Luiz Beal

Co-orientador: Prof^a. Dr^a. Mara Zeni Andrade

Caxias do Sul, dezembro de 2008

Desenvolvimento de reator anaeróbio de leito fluidizado associado a membranas de microfiltração

Paulo Américo Boff

Dissertação de Mestrado submetida à Banca Examinadora designada pelo Colegiado do Programa de Pós-Graduação em Materiais da Universidade de Caxias do Sul, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do título de Mestre em Engenharia e Ciência dos Materiais, Área de Concentração: Processamento e Simulação de Materiais.

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Lademir Luiz Beal (orientador)

Universidade de Caxias do Sul

Prof. Dr. Mara Zeni Andrade (co-orientador)

Universidade de Caxias do Sul

Prof. Dr. Luiz Olinto Monteggia

Universidade Federal do Rio Grande do Sul

Prof. Dr. Luis Antônio Resende Muniz

Universidade de Caxias do Sul

Prof. Dr. Janete Eunice Zorzi

Universidade de Caxias do Sul

Agradecimentos

Aos professores e orientadores Lademir Luiz Beal e Mara Zeni Andrade, pelo estímulo, apoio e disponibilidade no desenvolvimento das pesquisas realizadas.

Ao coordenador do Programa de Pós-Graduação em Materiais, Prof. Dr. Israel Jacob Rabin Baumvol, pelo apoio em momentos especialmente difíceis durante a caminhada deste trabalho.

À minha esposa Odete e ao meu filho Davi pela compreensão dos momentos em que estive afastado do convívio familiar.

Aos bolsistas André Lovatel, Felipe Kuquert, Ronaldo Cherubini.

À Margarida, pelo suporte administrativo da Secretaria do Programa de Pós-Graduação.

A todos os que contribuíram e que eventualmente não foram citados.

RESUMO

A necessidade de atendimento à legislação ambiental aumenta a necessidade da implantação de aterros sanitários. Associada à adequada disposição dos resíduos a legislação vigente também exige maiores eficiências no tratamento do lixiviado gerado nos aterros sanitários. A alta concentração de poluentes e a diversidade de compostos existentes no lixiviado apresentam necessidade de melhores sistemas e equipamentos para o adequado tratamento destes resíduos líquidos.

Uma das mais promissoras tecnologias é o uso de sistemas anaeróbios de fluxo ascendente com leito fluidizado, devido à característica operacional destes sistemas que aumentam o tempo de contato entre a biomassa e o efluente, com melhora na eficiência global do tratamento, além da redução do tamanho dos reatores necessários. Associado a isto, sistemas de membranas tem sido objeto de pesquisas em sistemas de tratamento de efluentes, pois além da retenção de biomassa, o efluente final de um sistema de membranas tem possibilidade de reuso em função de suas excepcionais características físico-químicas.

Para avaliação desta possibilidade foi feito o desenvolvimento de um reator anaeróbio de leito fluidificado associado a um sistema de membranas de microfiltração.

O leito do reator anaeróbio foi constituído de areia de rio com granulometria 28/35Mesh.

A vazão ascensional de alimentação do leito apresentou resultados de velocidades ascensionais de $0,00629 \text{ m.s}^{-1}$ segundo Leva. Considerando a seção transversal do reator livre o resultado da velocidade ascensional foi $0,0099 \text{ m.s}^{-1}$.

A velocidade ascensional calculada através de Leva foi 63% da velocidade ascensional calculada através da seção transversal do reator. O tempo de residência hidráulica no interior do reator foi de 16,5 a 33,0 horas, durante o experimento.

As membranas de microfiltração apresentaram resultados operacionais satisfatórios, tendo sido submetido a limpezas químicas e limpezas com água ao longo do processo. A limpeza química se mostrou mais efetiva na recuperação do fluxo de permeado, que apresentou valor de $62,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ imediatamente após a limpeza, enquanto que o valor após a limpeza com água foi de $14 \text{ Lm}^{-2}.\text{h}^{-1}$. Apesar destes valores a resistência da membrana ao fluxo foi reduzida em até 91% com a limpeza com água, o que pode ser considerada como uma estratégia viável para períodos curtos na operação do sistema.

Palavras-chave: Reator Anaeróbio, Leito Fluidizado, Membrana Microfiltração.

ABSTRACT

The requirements to achieve what is demanded by the environmental laws make important the use of areas for sanitary landfills. The adequate disposal of waste associated with the current legislation also demands larger efficiencies to the treatment processes of the leachate generated in the sanitary landfills. The high concentrations and the different kind of pollutant compounds in the leachate, require more adequate treatment processes to the wastewater.

One of the most promising technologies is the use of anaerobic fluidized bed reactors due to the possibility of increasing the contact between the biomass and the wastewater, with improvement in the global efficiency of the treatment, besides the reduction of the size of the reactors. Associated to this, membrane systems have been object of researchers in wastewaters treatment processes, because besides the biomass retention, the final wastewater of a process using membranes shows a possibility of reuse due to the good physical-chemical characteristics.

It was made an experimental unit consisted of an anaerobic fluidized bed reactor associated with a microfiltration membranes unit for evaluation of this process.

The bed of the anaerobic reactor was constituted of river sand with granulometry of 28/35 Mesh. The feeding flow rate resulted in the upflow velocities $0.000479 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ and $0.00118 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, according Leva and of $0.00364 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, according to Ergun. It was calculated a upflow velocity of $0.0099 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ when was considered only the cross-sectional area.

The upflow velocity calculated by Ergun equation was 63% that calculated using the cross-sectional area, only. The hydraulic detention time laid in the range of 16.5 to 33.0 hours, during the experiment.

The system of membranes presented satisfactory operational results, having been submitted to chemical cleanings and cleanings with water along the process. The chemical cleaning was better than water when executed in the recovery of the flow of having permeated. The permeate flux value was $62.55 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ immediately after the chemical cleaning, while the value after the cleaning with water reaching $14 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$. Despite these flux values, the membrane resistances during the operation time were reduced in up to 91% with the cleaning with water only, proving the viability of this strategy cleaning for short periods in the operation of these systems.

Key-Words: Anaerobic Reactor, Fluidized Bed, Microfiltration Membrane.

Sumário

1	Introdução.....	13
1.1	Objetivo Geral	14
1.2	Objetivos Específicos	14
2	Revisão Bibliográfica	15
2.1	Lixiviado Gerado em Aterro Sanitário	15
2.1.1	Tratamento de Lixiviado	16
2.2	Processos Anaeróbios.....	18
2.2.1	Microbiologia dos Processos Anaeróbios	19
2.2.2	Cinética dos Processos Anaeróbios	22
2.3	Reatores Anaeróbios.....	24
2.3.1	Reatores Anaeróbios de Leito Fluidizado	27
2.4	Membranas	39
2.4.1	Fluxo em Membranas	44
2.4.2	Modelos de Fluxo	45
2.4.3	“Fouling ”	49
2.4.4	Concentração por Polarização	51
2.5	Membranas Associadas a Tratamentos de Efluentes.....	52
2.5.1	“Fouling” em Processos de Tratamento de Efluentes Associados a Membranas	52
3	Metodologia.....	55
3.1	Sistema Experimental.....	55
3.1.1	Operação do Sistema Experimental.....	56
3.1.2	Sistema de Controle e Calibração.....	58
3.1.3	Reator Anaeróbio.....	61
3.1.4	Meio Suporte do Reator.....	62
3.1.5	Unidade de Microfiltração (MF)	65
3.2	Tratamento dos Dados.....	66
3.3	Parâmetros Avaliados	67
4	Resultados e Discussões	68
4.1	Escolha do Meio Suporte.....	68
4.2	Hidráulica do Reator.....	75
4.3	Eficiência do Reator	78
4.4	Caracterização da Membrana	79
4.4.1	Comportamento hidrodinâmico do módulo de microfiltração	80
4.4.1.1	Avaliação hidrodinâmica da primeira fase	81
4.4.1.2	Avaliação hidrodinâmica da segunda fase	84
4.4.1.3	Comportamento hidrodinâmico da membrana após a limpeza química.	86
4.4.2	Avaliação física da membrana.....	90
5	Conclusões.....	93
6	Sugestões de Continuidade.....	95
7	Bibliografia.....	96

Lista de Figuras

Figura 1. Balanço da quantidade de carbono na degradação de compostos orgânicos em processos aeróbios a) e anaeróbios b) [14].	19
Figura 2. Representação da cadeia alimentar anaeróbia [15].	20
Figura 3. Relação entre a concentração do substrato (S) e a taxa específica de crescimento de biomassa (μ) [17].	23
Figura 4. Configuração dos sistemas mais usados em tratamento anaeróbio [19].	26
Figura 5. Representação esquemática de um reator de leito fluidificado.	28
Figura 6. Estrutura do grânulo de um reator anaeróbio de leito expandido [45].	30
Figura 7. Rendimento da geração de metano em diferentes meios suporte [46].	31
Figura 8. Separação de substâncias com o uso de membranas [53].	40
Figura 9. Fluxograma de sistema de filtração por membrana.	41
Figura 10. Classificação das membranas de acordo com a estrutura [6].	42
Figura 11. Módulos de membranas tubulares [6].	44
Figura 12. Representação de permeação através das membranas, (a) fluxo através de poros permanentes e (b) modelo de difusão através da diferença da solubilidade e mobilidade do permeado no material da membrana [6].	45
Figura 13. Representação esquemática de uma seção de uma membrana [53].	46
Figura 14. Representação esquemática de fluxo frontal (a) e transversal (b) na superfície da membrana [53, 56].	47
Figura 15. Representação esquemática de “fouling” em membrana [6].	50
Figura 16. Concentração por polarização em estado de equilíbrio [56].	51
Figura 17. Fluxograma de montagem do experimento do processo anaeróbio de leito fluidizado associado com membranas de microfiltração.	55
Figura 18. Vista geral da unidade experimental de tratamento de lixiviado de aterro sanitário por reator anaeróbio associado ao uso de membrana de microfiltração.	56
Figura 19. Curva de calibração da bomba de alimentação do reator (BA).	57
Figura 20. Curva de calibração da bomba de reciclo do reator (BR).	57
Figura 21. Tela principal de controle do RALFM.	59
Figura 22. Variação da altura do leito com a velocidade superficial para diferentes granulometrias e altura de leito de 50,5 cm.	68
Figura 23. Variação da porosidade com a velocidade superficial para diferentes granulometrias e altura de leito de 50,5 cm.	69
Figura 24. Variação da perda de carga com a velocidade superficial e altura de leito de 50,5cm.	70
Figura 25. Variação da expansão do leito com a velocidade superficial, para diferentes granulometrias.	71
Figura 26. Relação da expansão do leito com a velocidade ascensional ($m.s^{-1}$) e o diâmetro médio das partículas (mm).	72
Figura 27. Relação entre a perda de carga e a altura do leito seco, para diferentes alturas iniciais, com areia 28/35.	73
Figura 28. Variação da altura do leito com a velocidade superficial, para areia 28/35.	74
Figura 29. Fluxo através da membrana com o uso de água deionizada e variação da pressão.	80
Figura 30. Comportamento da pressão e fluxo de permeado na unidade de membrana.	81
Figura 31. Comportamento hidrodinâmico da membrana na primeira fase.	82
Figura 32. Resistência da membrana ao longo do tempo - Primeira fase.	82

Figura 33. Comportamento de t/V_n em relação ao volume acumulado e ao tempo de operação.	83
Figura 34. Comportamento do IMF em relação ao volume acumulado e ao tempo de operação.	83
Figura 35. Comportamento hidrodinâmico da membrana na primeira etapa da segunda fase.	84
Figura 36. Resistência da membrana ao longo do tempo na primeira etapa da segunda fase.	85
Figura 37. Comportamento de t/V_N em relação ao tempo de operação e ao volume acumulado.	86
Figura 38. Comportamento do IMF ao longo do tempo.	86
Figura 39. Comportamento hidrodinâmico da membrana após a limpeza química, segunda etapa da segunda fase.	87
Figura 40. Resistência da membrana ao longo do tempo após a limpeza química – segunda etapa da segunda fase.	87
Figura 41. Comportamento de t/V_n após a limpeza química.	88
Figura 42. Comportamento do IMF ao longo do tempo.	89
Figura 43. Comportamento do IMF na primeira etapa após a limpeza química.	89
Figura 44. Comportamento de t/V_N em relação à V_N	90
Figura 45. Comportamento do IMF na última etapa após a limpeza química.	90
Figura 46. Imagem da superfície da membrana. Aumento de 2.000 X.	91
Figura 47. Imagem da superfície da membrana danificada. Aumento de 2.000 X.	91
Figura 48. Imagem da superfície da membrana danificada. Aumento de 2.000 X.	92

Lista de Tabelas

Tabela 1. Composições de lixiviados provenientes de aterros com diferentes idades [2].	16
Tabela 2. Fatores determinantes para escolha do método de tratamento de lixiviado [2].....	17
Tabela 3. Diferentes métodos de tratamento de lixiviado [2].	17
Tabela 4. Comparativo entre métodos de tratamento de lixiviado [11].	18
Tabela 5. Diferenças entre os sistemas anaeróbios e aeróbios para tratamento de efluentes [2].	19
Tabela 6. Polímeros, enzimas e monômeros em etapas de hidrólise [15].	21
Tabela 7. Processos anaeróbios mais usados para tratamento de efluentes e suas aplicações [18].	25
Tabela 8. Meios suportes utilizados em reatores anaeróbios de leito fluidificado, suas características e aplicações.	29
Tabela 9. Adesão de bactérias metanogênicas a meios suporte com diferentes hidrofobicidades [44].....	30
Tabela 10. Relação entre adesão, velocidade superficial, espessura do biofilme, força de cisalhamento e atividade do biofilme [41].	31
Tabela 11. Variação do índice de expansão com o valor de Reynolds [48].....	34
Tabela 12. Aplicações de sistemas de membranas [6].	40
Tabela 13. Principais materiais de fabricação de membranas [6, 55].	42
Tabela 14. Tipos de suportes mais usados para módulos de membranas e parâmetros associados [6].	43
Tabela 15. Tipos de módulos de membranas para diferentes aplicações [6].	43
Tabela 16. Dimensões do reator anaeróbio.	61
Tabela 17. Faixas de classificação da areia com volumes mais significativos.	62
Tabela 18. Características da areia utilizada no experimento.	64
Tabela 19. Parâmetros avaliados no percolado de aterro sanitário utilizado no experimento.	67
Tabela 20. Características da areia selecionada para o leito.	73
Tabela 21. Diferentes porosidades para início da fluidificação estabilizada em diferentes alturas de leito para a areia 28/35.	74
Tabela 22. Variação da altura do leito com areia 28/35 e velocidade ascensional do fluido de $0,010\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$	75
Tabela 23. Resultados médios do experimento.	79

Lista de Abreviaturas e Símbolos

DBO_5	demanda bioquímica de oxigênio ($mg.L^{-1}$).
DQO	demanda química de oxigênio ($mg.L^{-1}$).
COT	carbono orgânico total ($mg.L^{-1}$).
AVT	ácidos voláteis totais ($mg.L^{-1}$).
pH	potencial hidrogeniônico.
SDT	sólidos dissolvidos totais ($mg.L^{-1}$).
SST	sólidos suspensos totais ($mg.L^{-1}$).
N_o	número inicial de células.
N	número de células após n divisões.
n	número de divisões celulares.
t	tempo para crescimento de cultura bacteriana (s).
X_o	biomassa inicial.
X	biomassa após n divisões.
g	tempo para surgir nova divisão celular (s).
μ	taxa específica de crescimento de biomassa (h^{-1}).
μ_m	taxa específica máxima de crescimento de biomassa (h^{-1}).
dX/dt	taxa de crescimento de biomassa.
S	substrato.
Y	coeficiente de produção de biomassa.
dS/dt	taxa de variação de biomassa.
Kd	taxa específica de variação endógena.
ε	porosidade.
ε_o	porosidade do leito fixo.
V_g	velocidade terminal de sedimentação ($m.s^{-1}$).
d_p	diâmetro da partícula (m).
g	aceleração da gravidade ($m.s^{-2}$).
g_c	constante para correção de unidades.
ρ_p	massa específica da partícula ($Kg.m^{-3}$).
ρ_w	massa específica da água ($Kg.m^{-3}$).
ρ	massa específica do fluido ($Kg.m^{-3}$).
η	viscosidade dinâmica do fluido ($Kg.m^{-1}.s^{-1}$).
ν	viscosidade cinemática do fluido ($m^2.s^{-1}$).
Re_p	número de Reynolds da partícula.
Re_T	número de Reynolds modificado para uma esfera.
Re	número de Reynolds.
v_s	velocidade superficial do fluido ($m.s^{-1}$).
V_{f-min}	velocidade mínima de fluidificação ($m.s^{-1}$).
$vasc$	velocidade da massa líquida acima do leito ($m.s^{-1}$).
d_p/d_R	relação entre o diâmetro da partícula e o diâmetro do reator.
Ψ	esfericidade.
ΔP	perda de carga em um leito (Pa).
L	altura do leito (m).
q	vazão ($L.s^{-1}$).
Δp	diferença de pressão através de poro de membrana (bar).

l	comprimento do poro (m).
d	diâmetro do poro (m).
J	fluxo através de membrana ($L.m^2.s^{-1}$).
J_n	fluxo corrigido para a temperatura do fluido ($L.m^2.s^{-1}$).
N_p	número de poros por centímetro quadrado de membrana.
dc_i/dx	gradiente de concentração do componente i na direção x .
D_i	coeficiente de difusão do componente i ($m^2.s^{-1}$).
r	raio médio dos poros da membrana (m).
P	pressão aplicada através da membrana (bar).
ΔX	comprimento do canal do poro (m).
$\Delta\pi$	variação da pressão osmótica (bar).
π_F	pressão osmótica da alimentação (bar).
π_P	pressão osmótica do permeado (bar).
P_T	pressão exercida sobre a membrana – diferença entre a pressão do lado da alimentação e do lado do permeado (bar).
R_M	resistência intrínseca da membrana.
R_F	resistência causada pelo “fouling”.
R_G	resistência causada pela camada limite.
t	temperatura do fluido ($^{\circ}C$).
J_0	fluxo sem correção da temperatura do fluido ($L.m^2.s^{-1}$).
V_N	volume total normalizado ($L.m^{-2}$).
c_m	concentração de soluto sobre a membrana ($g.L^{-1}$).
c_b	concentração de soluto no fluido da alimentação ($g.L^{-1}$).
J	fluxo através da membrana ($L.m^2.s^{-1}$).
k	coeficiente hidrodinâmico.
ΔV	volume recolhido (L).
Δt_c	tempo cronometrado (s).
h	altura da deflexão do manômetro (m).
IMF	índice modificado de “fouling”.
S_v	superfície específica ($m^2.m^{-3}$).
d_{eq}	diâmetro equivalente.
L_m	altura do leito de porosidade mínima (m).
f	fator de perda de carga.
$2f'$	fator de perda de carga corrigido por Ergun.

1 Introdução

Nas últimas décadas, em virtude das grandes modificações experimentadas pelo Brasil no processo de crescimento industrial e na transferência de populações rurais para os centros urbanos, foram observadas grandes mudanças na tipologia de resíduos urbanos. Atualmente, é quase impossível encontrar uma cidade, ainda que pequena, que já não tenha problemas relacionados ao gerenciamento de aterros sanitários e ao tratamento de seus resíduos.

O resíduo líquido gerado nos aterros, conhecido como lixiviado, tem características físico-químicas e biológicas bastante conhecidas e já compiladas por diferentes autores [2, 3], as quais variam ao longo do tempo, fruto da ação química e microbiológica que tem efeito sobre os resíduos

A partir do conhecimento adquirido sobre o resíduo líquido, resta a necessidade de estabelecer a melhor maneira de proceder ao controle e tratamento, de modo a devolvê-lo ao meio ambiente com parâmetros que atendam a legislação vigente. Vários métodos para tratamento adequado do lixiviado são propostos, incluindo os processos biológicos que utilizam biomassa [2].

Entre os sistemas que usam biomassa tem sido objeto de estudos os processos anaeróbios pela simplicidade operacional, baixo custo de implantação e operação e resistência a choques hidráulicos, de carga orgânica e compostos tóxicos, além da possibilidade de permanecer sem substrato por períodos consideráveis [4]. Entre os processos anaeróbios inclui-se o reator de leito fluidizado para o tratamento deste tipo de resíduo [5].

Os sistemas de separação através de membranas que são bastante utilizados em processos farmacêuticos e na área médica [6] foram introduzidos em tratamento de efluentes, notadamente esgotos domésticos, já no final da década de 1960 [1].

Além deste tipo de efluente foram realizadas pesquisas com o uso de membranas para tratar o lixiviado de aterros sanitários [7-10]

Dentro deste contexto, que apresenta como promissoras tanto a linha de pesquisa de reatores anaeróbios de leito fluidizado como a utilização de membranas para o tratamento de lixiviado de aterro sanitário, o presente trabalho desenvolveu estudos para propor um sistema de tratamento de lixiviado de aterro sanitário que associa a tecnologia de reator anaeróbio de leito fluidizado com membranas de microfiltração.

1.1 Objetivo Geral

Este trabalho consistiu no desenvolvimento e operação de um equipamento piloto para tratamento de lixiviado de aterro sanitário com o uso de sistema anaeróbio associado a membrana de microfiltração.

1.2 Objetivos Específicos

Os objetivos específicos deste trabalho foram:

- identificar as características do meio suporte para o reator de leito fluidificado;
- avaliar o comportamento hidráulico do reator;
- caracterizar as membranas utilizadas no processo;
- analisar o comportamento das membranas quando associadas ao processo de tratamento anaeróbio.

2 Revisão Bibliográfica

2.1 Lixiviado Gerado em Aterro Sanitário

A utilização de uma área para disposição de resíduos sólidos urbanos implica na necessidade de coletar e tratar o resíduo líquido gerado pela percolação de água de origem externa através da massa de resíduos que arrasta as substâncias decompostas existentes no seu interior; acrescida da água produzida pela atividade bioquímica, líquido este chamado de lixiviado. O lixiviado é uma mistura de materiais biológicos e constituintes químicos que são gerados na decomposição dos resíduos [3]. Sua aparência é de 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 esta possa ser assimilada pelas células bacterianas [11].

As características físicas e químicas do lixiviado variam de acordo com a idade do aterro onde é gerado. Apesar da existência de estudos que relacionam a idade do aterro e a concentração de parâmetros, existem variações significativas devido ao tipo de resíduo depositado, grau de compactação, umidade intrínseca, temperatura e amostragem.

Para aterros jovens são observados altos valores para os parâmetros que relacionam matéria orgânica como Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO_5), Demanda Química de Oxigênio (DQO), Carbono Orgânico Total (COT), Ácidos Voláteis Totais (AVT) e de compostos inorgânicos. Com o passar do tempo, a matéria orgânica reduz-se por efeito da decomposição ou arraste, tendo sido verificada redução de DQO da ordem de 71.670 mg.L^{-1} em um lixiviado de aterro com oito meses de vida útil, sem cobertura, para o valor de 81 mg.L^{-1} no mesmo aterro, após 17 anos [2]. Cabe ressaltar que, apesar da redução observada nos compostos inorgânicos analisados no mesmo aterro como sólidos fixos (SF) de 22.895 mg.L^{-1} para 812 mg.L^{-1} , o decréscimo destes se dá apenas através de arraste devido à infiltração de água de chuva [2].

A composição do lixiviado, assim, varia de acordo com a vida do aterro e da etapa de degradação vinculada ao período em questão. As etapas são divididas em cinco fases com as seguintes nomenclaturas:

Fase I: Fase inicial de ajuste

Fase II: Fase de transição

Fase III: Fase ácida

Fase IV: Fase de fermentação metanogênica

Fase V: Fase de maturação.

A Tabela 1 apresenta o perfil da composição do lixiviado nas diferentes fases de um aterro sanitário.

Tabela 1. Composições de lixiviados provenientes de aterros com diferentes idades [2].

Parâmetros	Idade do aterro		
	1 ano	5 anos	16 anos
DBO ₅	7.500-28.000	4.000	80
DQO	10.000-40.000	8.000	400
pH	5,2-6,4	6,3	
SDT	10.000-14.000	6.794	1.200
SST	100-700		
Condutividade	600-9.000	-	
Alcalinidade (CaCO ₃)	800-4.000	5.810	2.250
Dureza (CaCO ₃)	3.500-5.000	2.200	540
Fósforo Total	25-35	12	8
N-amoniacal	56-482		
Nitrato	0,2-0,8	0,5	1,6
Cálcio	900-1.700	308	109
Cloreto	600-800	1.330	70
Sódio	450-500	810	34
Potássio	295-310	610	39
Sulfato	400-650	2	2
Manganês	75-125	0,06	0,06
Magnésio	160-250	450	90
Ferro	210-325	6,3	0,6
Zinco	10-30	0,4	0,1
Cobre	-	<0,5	<0,5
Cádmio	-	<0,05	<0,05
Chumbo	-	0,5	1,0

Nota: Todos os valores em mg.L⁻¹ exceto condutividade medida em μΩ.cm⁻¹ e pH em unidades de pH.

A quantidade de lixiviado produzido depende de vários fatores como precipitação na área do aterro, evapotranspiração, declividade e tipo de cobertura, capacidade de retenção de água da camada superficial [12].

2.1.1 Tratamento de Lixiviado

As variações apresentadas nos parâmetros analíticos dos lixiviados de aterros sanitários em função da idade e da tipologia dos resíduos possibilitam diferentes tecnologias de tratamento. A escolha da tecnologia também é função de outros fatores, como pode ser visto na Tabela 2.

Tabela 2. Fatores determinantes para escolha do método de tratamento de lixiviado [2].

Fatores de escolha do método de tratamento	Parâmetros de avaliação
Características do lixiviado	Concentração de compostos orgânicos e inorgânicos
Compostos perigosos	Concentrações elevadas de compostos orgânicos e inorgânicos tóxicos
Alternativas de descarte	Águas superficiais, lagoas, reciclo para o aterro, estações públicas de tratamento de água
Graus de tratamento	Características do lixiviado, legislação, alternativas de descarte
Estudos de tratabilidade	Dados experimentais e tecnologias aplicáveis
Operação e controle	Análises, treinamento de operadores, reparo de equipamentos e manutenção
Custos	Recursos financeiros existentes

Considerando os fatores de análise, podem ser implementados diferentes processos de tratamento. A Tabela 3 apresenta métodos de tratamento de lixiviado.

Tabela 3. Diferentes métodos de tratamento de lixiviado [2].

Processo de tratamento	Método
Físicos	Equalização
	Peneiramento
	Floculação
	Sedimentação
	Flotação
	Arraste por ar
	Filtração
Químicos	Membranas
	Evaporação natural
	Coagulação
	Precipitação
	Transferência gasosa
	Oxidação química
	Redução química
Desinfecção	
Biológicos aeróbios de crescimento suspenso	Troca iônica
	Adsorção por carvão ativo
	Lodo ativado
	Nitrificação
Biológicos aeróbios de crescimento aderido	Lagoas aeróbias
	Reatores Sequenciais em Batelada
Métodos combinados de crescimento disperso e aderido	Filtros percoladores
	Biodiscos
Biológicos anaeróbios de crescimento suspenso	Digestores
	Reator anaeróbio de mistura completa
	UASB
	Denitrificação
Métodos combinados anaeróbios, aeróbios e anóxicos	Filtro anaeróbio
	Leito expandido ou fluidizado
Lagoas de estabilização aeróbias e anaeróbias	Biodiscos submersos
	Filtro Anaeróbio
Aplicação no solo	

Os diferentes métodos possuem especificidades que também são comparadas entre si e os resultados que podem ser obtidos. A Tabela 4 apresenta a comparação entre os métodos de tratamento.

Tabela 4. Comparativo entre métodos de tratamento de lixiviado [11].

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	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 com crescimento aderido	Bom	Razoável	Ruim	Bom	Razoável	Razoável	Razoável	-
	Anaeróbio com crescimento suspenso	Bom	Razoável	Ruim	Bom	Razoável	Razoável	Razoável	-
	Anaeróbio com crescimento aderido	Bom	Razoável	Ruim	Bom	Razoável	Razoável	Razoável	-

2.2 Processos Anaeróbios

Os sistemas biológicos para tratamento de efluentes se dividem em três grande grupos: processos aeróbios, anaeróbios e anóxicos. Estes processos são subdivididos em crescimento suspenso, aderido ou combinação entre eles. Todos os processos biológicos usados em sistemas de tratamento são derivados de mecanismos bioquímicos que já existem na natureza e neles baseados .

Os processos biológicos mais utilizados são os anaeróbios e os aeróbios. A Tabela 5 apresenta as principais diferenças entre os sistemas [13].

Tabela 5. Diferenças entre os sistemas anaeróbios e aeróbios para tratamento de efluentes [2].

Sistema	Descrição	Oxigênio	Lodo descartado	Subproduto
Aeróbio	Conversão de substrato através de alimentação e reprodução celular	Necessário fornecimento de fonte externa	Alta quantidade	CO ₂ + H ₂ O
Anaeróbio	Conversão de substrato em metano através de reações catalíticas e de reprodução celular	Não é necessário	Pequena quantidade	Biogás(metano) + H ₂ O

As mais significativas diferenças existentes entre estes sistemas são a geração de lodo e a formação de biogás, como apresenta a Figura 1.

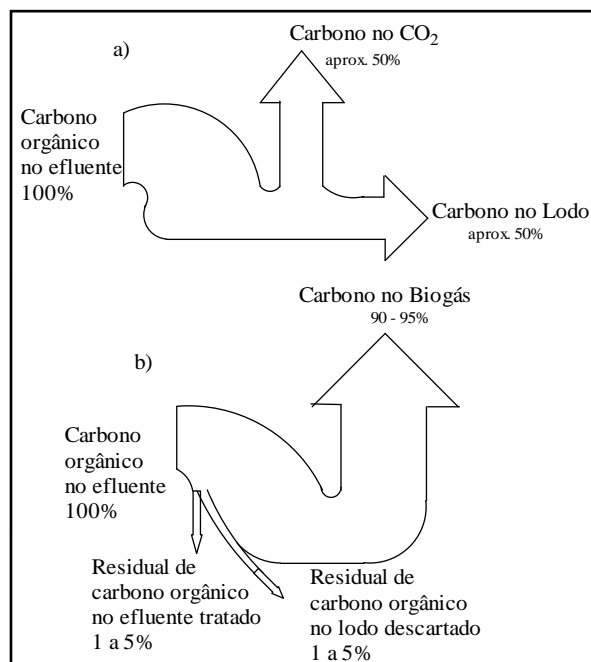


Figura 1. Balanço da quantidade de carbono na degradação de compostos orgânicos em processos aeróbios a) e anaeróbios b) [14].

Conforme a figura, os processos aeróbios transferem grande parte do carbono orgânico para o lodo residual gerado no processo, enquanto que nos processos anaeróbios, a maior parte do carbono orgânico é transferido para o biogás.

2.2.1 Microbiologia dos Processos Anaeróbios

Em condições livres de oxigênio molecular ou de íons nitrato, compostos orgânicos complexos e insolúveis são degradados por diferentes grupos de bactérias através de uma variedade de reações anaeróbias ou fermentativas de origem bioquímica. Estas reações produzem compostos solúveis e mais simples. Enquanto um grupo de bactérias produz compostos solúveis estes são rapidamente degradados como substrato por outro grupo de

bactérias. As bactérias formam uma cadeia alimentar anaeróbica na qual substâncias de cadeia longa e complexa são degradadas em compostos mais simples [15]. A Figura 2 apresenta a representação esquemática da cadeia alimentar, onde o metano é a forma mais reduzida de carbono.

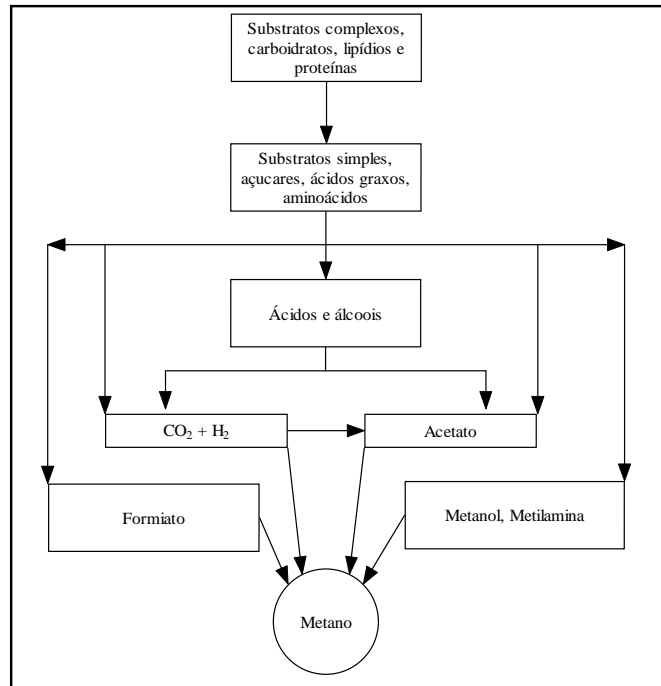


Figura 2. Representação da cadeia alimentar anaeróbica [15].

Os microorganismos que se sucedem ao longo da cadeia alimentar definem etapas em que um composto orgânico é transformado. A existência de etapas não significa que os processos ocorram de modo estanque, mas a ocorrência predominante de um tipo de transformação específica.

Hidrólise

Etapa em que as substâncias poliméricas como lipídios, proteínas e carboidratos são hidrolisados por enzimas que, atuando sobre os respectivos polímeros, os transformam nas moléculas mais simples que serão então adsorvidas. Para situações em que o líquido possui grande concentração de polímeros orgânicos, a etapa de hidrólise pode ser fator limitante para as etapas subseqüentes, se não ocorrer com a rapidez ou eficiência necessárias para gerar substrato mais simples. A Tabela 6 apresenta os polímeros, os substratos e os monômeros produzidos na etapa de hidrólise.

Tabela 6. Polímeros, enzimas e monômeros em etapas de hidrólise [15].

Polímeros	Enzimas	Monômeros
Lipídios	Lipases	Ácidos graxos de cadeia longa
Proteínas	Protease	Aminoácidos
Polissacarídeos (celulose, amido, pectina)	Celulase, amilase, pectinase	Glucose

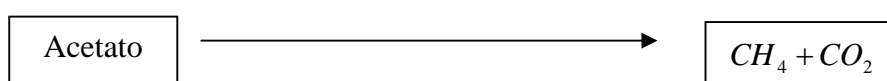
Acidogênese

Nesta etapa ocorre a conversão de açúcares simples, ácidos graxos voláteis com três ou mais átomos de carbono de cadeia longa e álcoois em substratos como ácido acético ou acetato e gás hidrogênio, que serão usados pelas bactérias formadoras de metano. Nesta etapa as bactérias apresentam características anaeróbias ou anaeróbias facultativas [15].

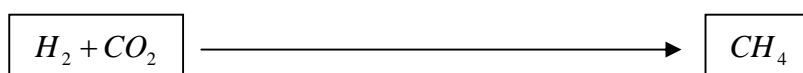
Metanogênese

As bactérias metanogênicas, estritamente anaeróbicas, fazem parte da etapa final da cadeia alimentar dos microorganismos e produzem metano por três vias, abaixo apresentadas [15].

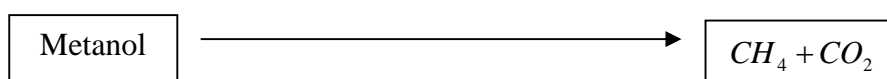
Metanogênese acetoclástica



Metanogênese hidrogenotrófica



Metanogênese Metiltrófica



Em torno de 70% do metano produzido é originário da decomposição do ácido acético, enquanto os 30% restantes formam-se a partir da reação do hidrogênio com dióxido de carbono [14].

A utilização do hidrogênio é uma etapa crítica em todo o processo, pois a existência de H_2 fora da faixa de concentração de 10^{-3} a 10^{-6} bar inibe a conversão de ácidos graxos voláteis de cadeia longa na etapa de acidogênese, aumentando a concentração de CO_2 naquele processo, o que pode causar a acidificação do reator e perda do rendimento do processo.

Como as bactérias que produzem metano a partir do hidrogênio crescem mais rapidamente do que aquelas que utilizam ácido acético, são as últimas – metanogênicas acetotróficas – que limitam a taxa de transformação de material orgânico para metano [16].

2.2.2 Cinética dos Processos Anaeróbios

Um sistema que utilize processos biológicos para degradação de matéria orgânica reproduz, em área física restrita, todo o desenvolvimento de uma complexa cadeia de microorganismos no que diz respeito à sua reprodução, crescimento e decaimento. Como as bactérias multiplicam-se por um processo de divisão que duplica sua população a cada intervalo de tempo, a população de células aumenta não em proporção direta com o tempo transcorrido, mas sim de acordo com uma progressão geométrica

$$2^0 \rightarrow 2^1 \rightarrow 2^2 \rightarrow 2^3 \dots 2^n \quad (\text{equação 1})$$

Se o número inicial de células é N_0 o número de células N após n divisões será

$$N = N_0 \cdot 2^n \quad (\text{equação 2})$$

Aplicando logaritmos e rearranjando

$$n = 3,32 \cdot (\log N - \log N_0) \quad (\text{equação 3})$$

Considerando o termo t como o tempo total de crescimento de uma cultura bacteriana e o termo g como o tempo para surgir uma nova divisão celular

$$n = \frac{t}{g} \quad (\text{equação 4})$$

Considerando, também, a dificuldade de se realizar a contagem de bactérias, os termos N e N_0 serão substituídos por X e X_0 , representando a massa de bactérias existentes no meio em estudo.

Arranjando (2) e (4), considerando $X_0 = 1$, aplicando logaritmo e derivando em função de t , tem-se:

$$\frac{1}{X} \cdot \frac{dX}{dt} = \frac{\ln 2}{g} = \mu, \text{ onde} \quad (\text{equação 5})$$

μ = taxa específica de crescimento de biomassa;

X = biomassa por unidade de volume;

dX/dt = taxa de crescimento da biomassa.

Os dois termos da equação 5 têm o mesmo significado, μ , que é a taxa de crescimento específica de microorganismos, representada pela taxa de aumento de concentração, dX/dt , por unidade de concentração de organismos $1/X$.

As expressões anteriores apresentam termos que caracterizam o crescimento de microorganismos. Este crescimento é influenciado pelas condições ambientais, principalmente a concentração dos diferentes nutrientes essenciais. Em um gráfico que relacione a concentração de substrato S (abscissa) pela taxa específica μ (ordenada), a taxa atinge o valor máximo (μ_m) em uma curva similar a uma hipérbole, quando não existe nenhuma limitação ao crescimento da população de microorganismos, conforme pode ser visto na Figura 3.

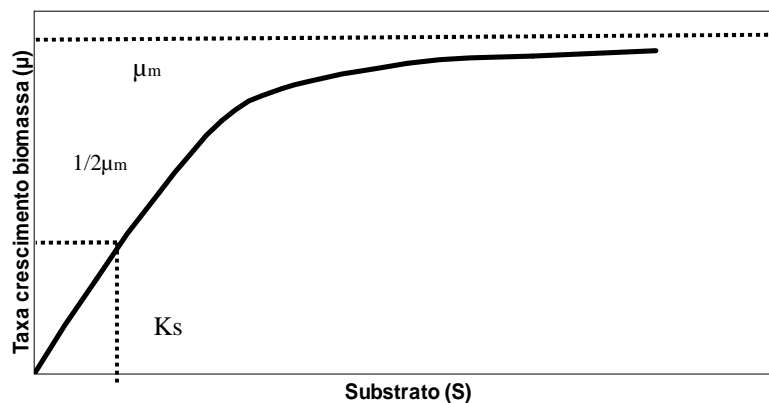


Figura 3. Relação entre a concentração do substrato (S) e a taxa específica de crescimento de biomassa (μ) [17].

O índice (K_s) é a constante de saturação, que determina a rapidez com que a taxa de crescimento específica (μ) se aproxima da taxa máxima (μ_m) e é definido como a concentração de substrato correspondente à metade do valor da taxa máxima ($1/2 \cdot \mu_m$). O índice K_s indica a afinidade entre o substrato e a população celular. Se K_s for grande, a afinidade é baixa e se K_s for pequeno, a afinidade é grande.

A relação matemática entre estes termos foi estabelecida por Monod (Apud Doelle, 1975).

$$\mu = \mu_m \cdot \left(\frac{S}{K_s + S} \right) \quad (\text{equação 6})$$

A obtenção dos valores de K_s e μ_m é possível pela aplicação do método de Lineweaver e Burk, que ajusta a equação para obtenção destes valores

$$\frac{1}{\mu} = \frac{K_s + S}{\mu_m \cdot S} = \frac{1}{S} \cdot \frac{K_s}{\mu_m} + \frac{1}{\mu_m} \quad (\text{equação 7})$$

Se $(1/\mu)$ é plotado na ordenada e $(1/S)$ na abscissa, a linha obtida define o valor de $(1/\mu_m)$ na ordenada e $(-1/K_s)$ na abscissa.

Monod também apresentou a relação entre o consumo de substrato e o crescimento de uma cultura de microorganismos

$$\frac{dX}{dt} = -Y \cdot \frac{dS}{dt} \quad (\text{equação 8})$$

Onde o termo Y é chamado de coeficiente de produção de biomassa. Durante um período finito de tempo na fase de crescimento exponencial pode-se estabelecer a seguinte relação

$$Y = \frac{\text{massa de bactérias formadas}}{\text{massa de substrato consumido}} \quad (\text{equação 9})$$

O modelo de Monod foi estabelecido para situações de crescimento em batelada e não leva em conta o consumo de substrato utilizado na respiração endógena dos microorganismos envolvidos no processo, que é o consumo de energia necessário para manter as funções das células.

Outros pesquisadores consideraram um termo de respiração endógena (Kd), incluindo-o na equação de Monod

$$\frac{dX}{dt} = \mu_m \cdot X \cdot \left(\frac{S}{K_s + S} \right) - Kd \cdot X, \text{ onde} \quad (\text{equação 10})$$

Kd = Taxa específica de respiração endógena (s^{-1}) [17].

2.3 Reatores Anaeróbios

Os sistemas anaeróbios, ainda que obrigatoriamente associados às etapas de degradação de matéria orgânica e às regras da cinética microbiana, podem ter várias configurações possíveis para diferentes tipos de resíduos, adequando-se de maneira eficiente às necessidades de espaço, consumo de energia e operacionalidade.

Os processos anaeróbios podem ser considerados como uma das mais antigas tecnologias para estabilização de efluentes líquidos, tendo sido aplicados desde o século 19, principalmente para o tratamento de esgotos domésticos em tanques sépticos, tratamento de lodos em digestores, e tratamento de lodo de esgotos em estações de tratamento municipais. A necessidade de sistemas mais econômicos de tratamento e a crise do petróleo estimularam o desenvolvimento e a pesquisa na década de 70 no campo do tratamento anaeróbio.

A maior introdução de sistemas anaeróbios nas últimas décadas deve-se ao melhor entendimento dos processos que ocorrem nestes equipamentos, associado à redução de custos de implantação que pode chegar à metade daqueles calculados para os processos aeróbios [18].

A baixa taxa de crescimento das bactérias anaeróbias foi contornada pelo desenvolvimento de sistemas de alta taxa que possuem a capacidade de reter grandes quantidades de biomassa, mesmo com a aplicação de baixos tempos de detenção hidráulica [19].

Os processos anaeróbios mais usados para tratamento de efluentes estão apresentados na Tabela 7.

Tabela 7. Processos anaeróbios mais usados para tratamento de efluentes e suas aplicações [18].

Tipo de processo	Aplicação
Crescimento suspenso	
<i>Digestão anaeróbia</i>	
-Um estágio, taxa de aplicação baixa	Estabilização e remoção de DBO carbonáceo
-Um estágio, taxa de aplicação alta	Estabilização e remoção de DBO carbonáceo
-Dois estágios	Estabilização e remoção de DBO carbonáceo
<i>Processo de contato</i>	Remoção DBO carbonáceo
<i>Manta de lodo ascendente "UASB"</i>	Remoção DBO carbonáceo
Crescimento aderido	
<i>Filtro anaeróbio</i>	Remoção de DBO carbonáceo e denitrificação
<i>Leito expandido</i>	Remoção de DBO carbonáceo e denitrificação
<i>Leito fluidizado</i>	Remoção DBO carbonáceo
<i>Biodisco anaeróbio</i>	Remoção DBO carbonáceo

As configurações de reatores anaeróbios mais utilizados estão apresentadas na Figura 4.

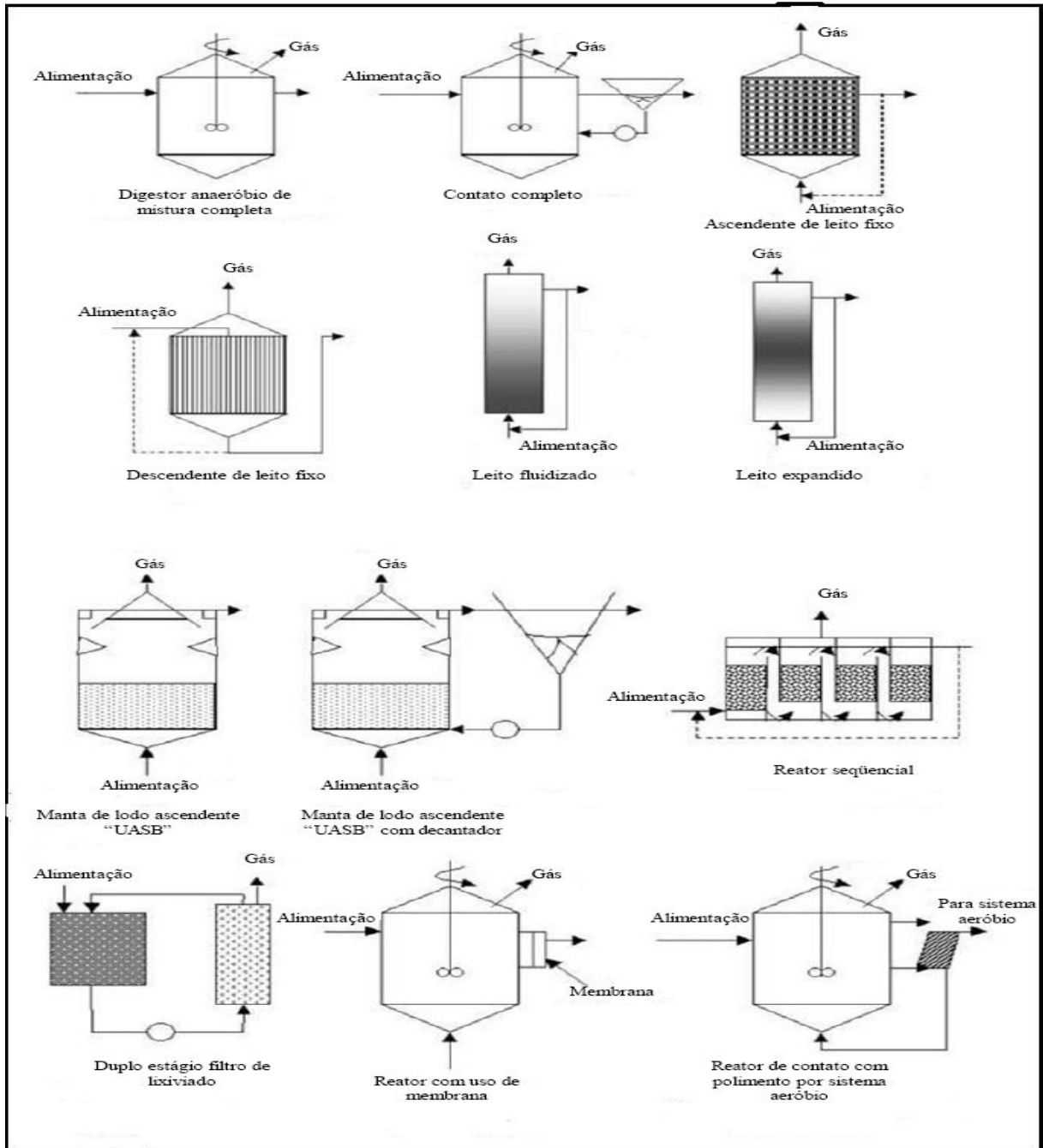


Figura 4. Configuração dos sistemas mais usados em tratamento anaeróbio [19].

As diferentes configurações utilizadas para os reatores anaeróbios devem-se à tipologia dos resíduos que são submetidos à degradação biológica, podendo ser utilizados para esgoto doméstico com reator de leito expandido [20], efluente de indústria de bebidas, combinado com processo aeróbio [21], deshalogenação de compostos clorados na indústria de papel, degradação de formaldeído, ácido maléico, carboximetilcelulose, resinas sintéticas, produtos petroquímicos, efluente de processamento de pescado e refinarias de açúcar, compostos nitroaromáticos, efluente de laticínios, processamento de alimentos [22]. Reatores anaeróbios, do tipo manta de lodo (UASB), são usados para degradação de substrato contendo metilamina

[23], efluente de percolado de resíduos sólidos urbanos [4], dejetos de suínos [24] e efluente sintético de processamento de tecidos [25]. Um reator anaeróbio de leito fixo foi utilizado para receber efluente de destilaria [26]. Digestores anaeróbios são usados para degradar lodos de sistemas de tratamento de esgotos [27]. Os filtros anaeróbios são amplamente empregados no tratamento de efluentes domésticos sendo recomendados pelas normas NBR 7229/82 e NBR 13969/97 com enchimentos que variam de pedra britada e escória de alto forno [19], até material plástico e cubos de espuma [28]. Filtro anaeróbio também é utilizado para tratamento de efluentes de processamento de laticínios [29]. Reator anaeróbio de leito expandido pode ser usado no tratamento de esgotos domésticos [30, 31]. Sistemas anaeróbios com tecnologia de leito fluidizado são utilizados para tratamento de lixiviado de aterro sanitário [5], efluente de indústria farmacêutica [32], tratamento de efluente de fábrica de munição de uso militar contaminado com trinitrotolueno, hexahidro-1,3,5-trinitro-1,3,5-triazina e tetrametileno-tetranitramina [33] e tratamento de efluentes de indústrias de refrigerantes [34]. Pesquisas tem sido feitas com o uso de sistemas trifásicos de leito fluidizado onde, além do contato sólido-líquido, um gás é injetado no reator melhorando as condições de fluidificação do leito. Quando o gás usado é ar atmosférico o sistema opera sob características aeróbias [35]. Sistemas de leito fluidizado aeróbio também foram pesquisados para remoção de tricloroeteno da água [36]. Processo de leito fluidizado com operação no sentido descendente foi pesquisado para uso com efluente de indústria vinícola [37], efluente sintético [38] e para tratamento de efluente de indústria têxtil [39].

2.3.1 reatores Anaeróbios de Leito Fluidizado

Os reatores anaeróbios de meio aderido, como o filtro anaeróbio, apresentam problemas de difusão de substrato em função da espessura do biofilme e, também, ocorrência de entupimento. Assim, foram desenvolvidas pesquisas envolvendo processos anaeróbios com leito expandido e fluidificado, onde a biomassa apresenta espessura muito reduzida aderida a partículas de tamanho pequeno, entre 0,3 e 3,0 mm para o leito expandido e 0,5 a 0,7 mm para o leito fluidificado [19].

Os reatores de leito fluidizado necessitam de muito menos volume e espaço quando comparados com sistemas convencionais. Além disso, estes sistemas suportam melhores condições como variação de substrato ou pH [18]. Estas características são úteis para indústrias com altas vazões ou grandes cargas de efluentes como alimentícias, papel e polpa. Os reatores anaeróbios de leito fluidificado podem apresentar diferentes configurações como sentido do fluxo – ascendente ou descendente – tipo de material suporte, distribuição do

fluido e configuração do sistema de saída do reator [40]. Estes reatores também permitem grande tempo de retenção celular e pequeno tempo de retenção hidráulico, em função da permanência dos microorganismos por mais tempo no interior do reator [15].

A alta concentração de biomassa nos sistemas de leito fluidizado permite um grande consumo de DQO por volume unitário em comparação com muitos outros sistemas de tratamento biológico [41].

Conceitualmente, o reator de leito fluidizado utiliza uma parte do efluente que sai do reator para, através de um equipamento como uma bomba centrífuga, reintroduzi-lo no reator com energia suficiente para suspender o meio suporte conforme apresentado na Figura 5.

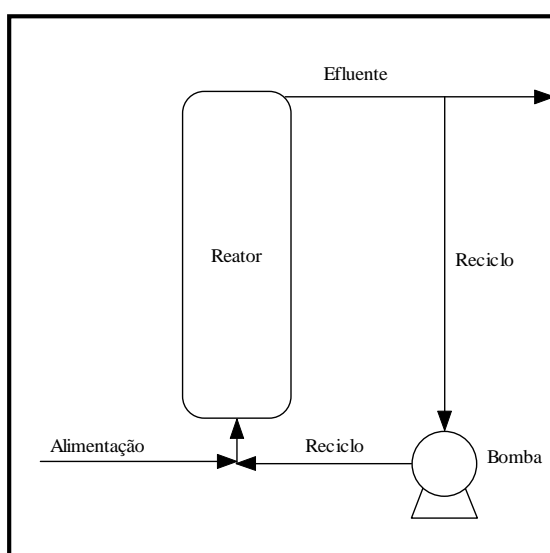


Figura 5. Representação esquemática de um reator de leito fluidificado.

O que caracteriza os sistemas de leito fluidizado é, sobretudo, o meio suporte utilizado no interior do reator. Para fins de aplicação em processos industriais o meio suporte deve apresentar as seguintes características:

- disponível em grandes quantidades;
- baixo custo;
- inerte, sem toxidez para microorganismos e de fácil disposição final;
- baixa necessidade de energia para a fluidização.

Os meios suportes já utilizados em pesquisas ou em plantas industriais, suas características e tipo de efluente tratado estão na Tabela 8.

Tabela 8. Meios suportes utilizados em reatores anaeróbios de leito fluidificado, suas características e aplicações.

Suporte	Diâmetro (10 ⁻³ m)	Massa Específica Kg.m ⁻³	Área Superficial m ² .m ⁻³	Substrato	Referência
Areia	0,5	2.540	7.100		Anderson et. al. (1990 apud [40]
Sepiolite	0,53	1.980	20.300		Balaguer et. al. (1992) apud [40]
CAG (*)	0,6				Chen et. al. (1995) apud [40]
Areia	0,5			Lixiviado de aterro sanitário	[5]
CAG(*)	0,7	1.500		Efluente de indústria farmacêutica	[32]
Areia	0,2			Substrato sintético de esgoto	[24]
Areia	0,3479	2.600	7.650	Substrato sintético	[42]
Areia	0,324	2.630		Efluente de indústria de refrigerantes	[34]
Perlita		154	6.199	Substrato sintético	[37]
Sepiolite		575	5,5x10 ⁸		
Biolite	0,300	1.250		Substrato sintético	[43]
Argila Expandida	4,8-6,3	1,7(**)			
Vidro Expandido	4,8-6,3	1,2(**)		Substrato sintético	[44]
Vidro Rugoso	6,0	2,6			
Vidro Liso	6,0	2,6			
Policarbonato	2,0	1,2			

(*) carvão ativado granulado, (**) massa específica da partícula cheia com água.

O meio suporte é o mais importante aspecto no dimensionamento de um sistema de leito fluidizado, porque influencia na hidrodinâmica das partículas e tem efeito sobre a espessura e a densidade do biofilme que se forma sobre a superfície e o tipo de microorganismos existentes. A espessura do biofilme modifica a atividade da biomassa pelo efeito da limitação do substrato disponível para os microorganismos, provocando a acumulação de material inerte que causa a inativação da biomassa [36].

A expansão do leito deve ser mantida baixa ($\varepsilon = 0,60$) e a utilização de partículas grandes implica em grandes velocidades superficiais e energias de bombeamento, o que aumenta o cisalhamento entre as partículas, afetando o desenvolvimento do biofilme. Para

diâmetros pequenos, a área superficial aumenta, é reduzida a energia de bombeamento e o cisalhamento [44].

A adesão dos microorganismos ao meio suporte é feita em camadas que dependem da natureza do composto orgânico existente no efluente e da cinética da degradação do substrato, podendo ser encontradas composições de microorganismos que variam de local para local em função da variação do substrato ao longo do reator [45]. Para um reator anaeróbio de leito expandido foi identificada a estrutura do grânulo representada na Figura 6.

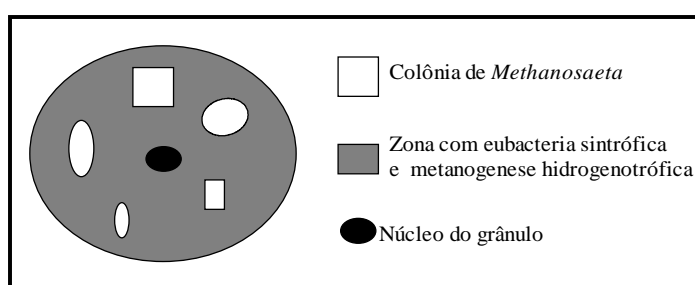


Figura 6. Estrutura do grânulo de um reator anaeróbio de leito expandido [45].

A adesão das bactérias metanogênicas é crítica para os processos anaeróbios, pois 70% da conversão de acetato a metano é obtido por estas bactérias, que apresentam diferentes capacidades de fixação em meios suporte [44]. A Tabela 9 apresenta diferentes capacidades de adesão de bactérias metanogênicas de culturas puras a meios suportes poliméricos com diferentes hidrofobicidades.

Tabela 9. Adesão de bactérias metanogênicas a meios suporte com diferentes hidrofobicidades [44].

Bactéria	Adesão
<i>Methanosaeta soehngeni</i>	Superfícies hidrofóbicas
<i>Methanospirillum hungatei</i>	Superfícies hidrofílicas
<i>Methanosarcina mazei</i> MC3	Não aderiu sobre nenhum dos materiais testados
<i>Methanobrevibacter arboriphilicus</i>	Adere sobre todas as superfícies

A geração de gás metano foi avaliada em 4 diferentes meios suportes, como modo de verificar a adesão superficial daquele tipo de bactéria, conforme a Figura 7.

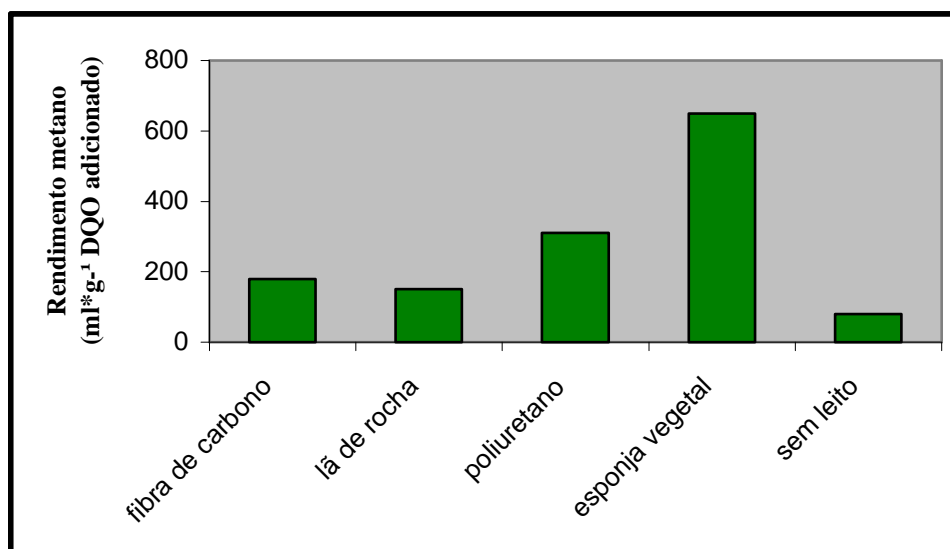


Figura 7. Rendimento da geração de metano em diferentes meios suporte [46].

A relação entre adesão dos microorganismos e as velocidades superficiais, espessura do biofilme, forças de cisalhamento e atividade do biofilme estão apresentadas na Tabela 10.

Tabela 10. Relação entre adesão, velocidade superficial, espessura do biofilme, força de cisalhamento e atividade do biofilme [41].

Parâmetro de controle	Espessura do biofilme	Densidade do biofilme	Atividade do biofilme
Aumento do cisalhamento	Redução	Aumento	Inalterado
Aumento do fluxo de substrato	Aumento	Aumento	Aumento
Aumento da velocidade superficial	Inalterado	Redução	Inalterado

Apesar da disponibilidade de materiais de baixo custo, disponíveis e de estrutura simples como areia e esferas de vidro, deve ser avaliada a possibilidade de desenvolvimento de materiais específicos para uso em reatores de leito fluidificado, como materiais porosos e leves, em função da melhor aderência dos microorganismos à superfícies porosas, reduzindo a possibilidade de perda por cisalhamento e, no caso de materiais mais leves, redução da velocidade superficial necessária e da energia despendida [41].

A fluidificação do meio suporte é a operação física em que, através da energia transferida por um equipamento - normalmente uma bomba centrífuga - um fluido provoca a sua suspensão. O início da fluidificação ocorre quando a velocidade ascensional do fluido ultrapassa a força gravitacional exercida sobre as partículas do meio suporte [47]. A expansão do leito é função da velocidade superficial do fluido, até o momento em que esta velocidade é suficientemente grande para arrastar o meio filtrante para fora do reator. A velocidade

terminal é a principal característica que determina os fatores que ocorrem durante a fluidização, e a lei de Stokes descreve a dependência da velocidade terminal com o diâmetro e a massa específica de uma partícula sob condições de fluxo laminar [47].

$$V_g = \frac{g \cdot d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_w)}{18 \cdot \eta} \quad (\text{equação 11})$$

onde,

V_g = velocidade terminal de sedimentação (m.s^{-1});

d_p = diâmetro da partícula (m);

g = aceleração da gravidade (m.s^{-2});

ρ_p = massa específica da partícula (Kg.m^{-3});

ρ_w = massa específica da água (Kg.m^{-3});

η = viscosidade dinâmica da água ($\text{Kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$).

Além das equações que medem a velocidade dos sistemas fluidificados devem ser considerados os valores relativos ao número de Reynolds, que pode ser calculado utilizando as seguintes equações:

$$\text{Re} = \frac{\rho \cdot v_s \cdot d_p}{\eta} \quad (\text{equação 12})$$

onde,

Re = número de Reynolds.

ρ = massa específica do fluido (Kg.m^{-3});

v_s = velocidade superficial do fluido (m.s^{-1});

d_p = diâmetro da partícula (m);

η = viscosidade dinâmica do fluido ($\text{Kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$).

$$\text{Re} = \frac{v_s \cdot d_p}{\nu} \quad (\text{equação 13})$$

onde,

Re = número de Reynolds;

v_s = velocidade superficial do fluido (m.s^{-1});

d_p = diâmetro da partícula (m);

ν = viscosidade cinemática do fluido ($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$).

As duas equações de Reynolds se ajustam a partir da relação entre a viscosidade dinâmica (η) e a viscosidade cinemática (ν) que é

$$\eta = \rho \cdot \nu \quad (\text{equação 14})$$

Entretanto, a lei de Stokes é imprecisa quando o valor de Reynolds ($\rho \cdot v_s \cdot d_p / \eta$) > 1 , além de não levar em conta o formato e a rugosidade do material a ser fluidificado [47]. A velocidade mínima de fluidificação depende da porosidade do leito, devendo ser corrigida pelo termo

$$V_{f-\min} = \varepsilon^n \cdot V_g \quad (\text{equação 15})$$

onde,

$V_{f-\min}$ = velocidade mínima de fluidificação ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$);

n = função da característica da partícula e do regime do fluxo;

ε = porosidade do leito;

V_g = velocidade terminal de fluidificação ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$).

Segundo [48] a determinação das condições de fluidificação deve considerar a partícula como uma esfera perfeita, sem biofilme aderido em uma solução de diluição infinita,

$$V_g = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot d_p \cdot (\rho_p - \rho)}{3 \cdot C_D \cdot \rho}} \quad (\text{equação 16})$$

onde,

V_g = velocidade terminal de sedimentação ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$);

g = aceleração da gravidade ($\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$);

ρ_p = massa específica da partícula ($\text{Kg} \cdot \text{m}^{-3}$);

ρ = massa específica do fluido ($\text{Kg} \cdot \text{m}^{-3}$);

C_D = coeficiente de arraste.

O coeficiente de arraste é a força exercida sobre um objeto colocado em um fluido que se movimenta e que possui a direção do movimento do fluido em relação ao objeto. O coeficiente de arraste depende da dimensão linear do corpo d , da velocidade do fluido V , da massa específica do fluido ρ e da viscosidade dinâmica do fluido η , assumindo a seguinte forma

$$D \approx d^\alpha \cdot V^\beta \cdot \rho^\gamma \cdot \eta^\psi \quad (\text{equação 17})$$

Considerando que o valor de Reynolds para uma partícula é

$$\text{Re}_p = \frac{V_g \cdot d_p}{\nu}, \quad (\text{equação 18})$$

para a região intermediária de Reynolds ($1 < \text{Re}_p < 50$) a relação entre o coeficiente de arraste C_D e Re_p é

$$C_D = \frac{18,5}{\text{Re}_p^{0,6}} \quad (\text{equação 19})$$

Para o cálculo da expansão de um leito fluidizado devem ser levadas em conta as paredes do reator, as características do fluxo e a interação entre as partículas adjacentes. A correlação mais usada para leito fluidizado é dada por [48].

$$v_s = V_g^* \cdot \varepsilon^n \quad (\text{equação 20})$$

onde,

v_s = velocidade superficial do líquido ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$);

V_g^* = velocidade de sedimentação de um grande número de partículas e igual a $(V_g \cdot 10^{-d_p/d_R})$;

ε = porosidade;

n = índice de expansão do leito, calculado quando o diâmetro da partícula for muito menor do que o diâmetro do leito conforme as equações da Tabela 11.

Tabela 11. Variação do índice de expansão com o valor de Reynolds [48].

$n=4,65$	$\text{Re}_T \leq 0,2$
$n = 4,35 \cdot \text{Re}_T^{-0,03}$	$0,2 \leq \text{Re}_T \leq 1$
$n = 4,45 \cdot \text{Re}_T^{-0,1}$	$1 \leq \text{Re}_T \leq 500$
$n = 2,39$	$500 \leq \text{Re}_T \leq 7.000$

Para reatores anaeróbios de leito fluidificado n é calculado para Re_T na faixa de 1-500.

O formato das partículas que compõe o meio suporte tem influência na relação entre a área superficial e o peso dos grãos provocando variações na fluidificação. Grãos angulares possuem área superficial maior do que grãos esféricos e, conseqüentemente, fluidificam em velocidades menores do que aqueles, permitindo expansões maiores [49]. O fator de forma mais usado para meio suporte é a esfericidade (ψ), definida como a relação entre a área

superficial de uma esfera de igual volume pela real área superficial do grão analisado. Para esferas perfeitas, $\psi = 1$ e para partículas angulares, $\psi < 1$ [49].

Para reatores anaeróbios de leito fluidificado, a velocidade ascensional é importante, pois velocidades muito altas geram forças de cisalhamento entre os grãos que podem remover a biomassa existente, reduzindo a eficiência do processo de consumo do substrato. Assim, a velocidade ascensional deve ser suficiente para provocar a expansão do meio permitindo a passagem do fluido entre as partículas, mas sem a ocorrência de deslocamento da biomassa.

A velocidade pode ser calculada através da relação da perda de carga segundo Ergun

$$\Delta P = 150 \cdot \frac{\eta \cdot L \cdot v_s}{g \cdot d_p^2} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} + 1,75 \cdot \frac{L \cdot v_s^2 \cdot \rho}{g \cdot d_p} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \quad (\text{equação 21})$$

onde,

ΔP = perda de carga no leito (Pa);

L = altura do leito expandido (m);

η = viscosidade dinâmica do fluido ($\text{Kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$);

v_s = velocidade superficial do fluido ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$);

g = aceleração da gravidade ($\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$);

d_p = diâmetro da partícula (m);

ε = porosidade do leito;

ρ = massa específica do fluido ($\text{Kg} \cdot \text{m}^{-3}$).

A utilização da equação de Ergun com outra configuração também é sugerida por outros autores como [49, 50].

$$\frac{H_f}{L} = \frac{150 \cdot \eta}{\rho \cdot g} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{v_{asc}}{(\psi \cdot d^2)} + 1,75 \cdot \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{v_{asc}^2}{\psi \cdot d \cdot g}, \quad (\text{equação 22})$$

onde,

H_f = perda de carga (m);

L = altura do leito expandido (m);

v_{asc} = velocidade da massa líquida acima do leito ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$);

g = aceleração da gravidade ($\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$).

$$\frac{\Delta h}{l} = 4,17 \cdot \frac{\nu}{g} \cdot v_s \cdot \frac{(1-\varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^3} \cdot S_v^2 + 1,75 \cdot \frac{\nu}{g} \cdot v_s^2 \cdot \frac{(1-\varepsilon_0)}{\varepsilon_0^3} \cdot S_v \quad (\text{equação 23})$$

onde,

ν = viscosidade cinemática ($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$);

v_s = velocidade superficial ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$);

ε_0 = porosidade do leito fixo;

S_v = superfície específica (superfície por volume) ($\text{m}^2\cdot\text{m}^{-3}$) que é definida como

$$S_v = \frac{6}{\psi \cdot d_{eq}} \quad (\text{equação 24})$$

onde,

d_{eq} = Diâmetro equivalente, que pode ser obtido a partir das massas específicas médias e massas de grãos individuais.

Também segundo [49], a velocidade mínima de fluidificação pode ser obtida utilizando o modelo de Wen e Yu (1996)

$$V_{mf} = \frac{v}{\rho \cdot d_{eq}} \cdot (33,7^2 + 0,048Ga)^{0,5} - \frac{33,7 \cdot v}{\rho \cdot d_{eq}} \quad (\text{equação 25})$$

onde,

Ga = Número de Galileo, definido por

$$Ga = d_{eq}^3 \cdot \frac{\rho \cdot (\rho_s - \rho) \cdot g}{\nu^2} \quad (\text{equação 26})$$

onde,

ρ_s = Massa específica do sólido.

Segundo [51], a velocidade inicial de fluidificação (v_s) pode ser obtida pela relação entre a vazão volumétrica do fluido e a área da seção transversal do vaso onde se encontra o leito

$$v_s = \frac{Q}{S} \quad (\text{equação 27})$$

onde,

v_s = velocidade superficial ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$);

Q = vazão volumétrica do fluido ($\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$);

S = área da seção transversal do vaso (m^2).

Esta velocidade diferencia-se da velocidade necessária para causar a expansão inicial do leito estático, (v_e).

A porosidade do leito é a relação entre o volume do fluido no leito e o volume total

$$\varepsilon = \frac{V_f}{V_f + V_s} \quad (\text{equação 28})$$

onde,

ε = porosidade;

V_f = volume do fluido (m^3);

V_s = volume do sólido (m^3).

As equações de avaliam as condições operacionais de leitos fluidizados estão relacionadas à perda de carga do leito e à velocidade crítica de fluidificação (v_c).

No início da fluidificação a perda de carga é suficiente para suspender os sólidos no leito [51]

$$\Delta P_m = \frac{g}{g_c} \cdot (1 - \varepsilon_m) \cdot (\rho - \rho') \cdot L_m \quad (\text{equação 29})$$

onde,

ΔP_m = perda de carga no início da fluidificação (Pa);

g = aceleração da gravidade ($m \cdot s^{-2}$);

g_c = constante;

ε_m = porosidade mínima do leito, no início da fluidificação;

ρ = massa específica do sólido ($Kg \cdot m^{-3}$);

ρ' = massa específica do fluido ($Kg \cdot m^{-3}$);

L_m = altura do leito de porosidade mínima (m).

Para leitos pouco profundos, a perda de carga (ΔP) no leito de altura (L) e porosidade (ε) é essencialmente igual a (ΔP_m)

$$\Delta P = \frac{g}{g_c} \cdot (1 - \varepsilon_m) \cdot (\rho - \rho') \cdot L \cong \Delta P_m \quad (\text{equação 30})$$

A velocidade crítica de fluidificação (v_c) ocorre quando a perda de carga do fluido através do leito é igual ao peso do sólido por unidade de área da seção transversal, caracterizando o início da fluidificação.

Segundo [51], o tipo de escoamento em reatores de leito fluidificado varia de acordo com a relação do número de Reynolds e ε , conforme

$$\frac{Re_p}{(1 - \varepsilon)} \quad (\text{equação 31})$$

Sendo que quando o resultado for $<5,0$ se caracteriza o fluxo laminar e para resultados >2000 , o fluxo turbulento.

Para regime laminar de escoamento do fluido, a velocidade crítica de fluidificação pode ser obtida da equação de Ergun modificada

$$v_c = \frac{g \cdot d_p^2 \cdot (\rho - \rho')}{150 \cdot \mu} \cdot \frac{\varepsilon_m^3}{(1 - \varepsilon_m)} \quad (\text{equação 32})$$

onde,

d_p = diâmetro da partícula (m);

μ = viscosidade dinâmica do fluido ($\text{Kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$).

Segundo Leva (apud [51]), também para regime laminar ($Re < 5$), pode ser usada a equação

$$v_c = \frac{g \cdot (\rho - \rho') \cdot D_p^2}{200 \cdot \eta \cdot \lambda_L} \cdot \frac{\varepsilon_m^3}{(1 - \varepsilon_m^3)} \quad (\text{equação 33})$$

onde,

v_c = velocidade crítica ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$);

λ_L = fator de forma (1,53 – variação entre 1,50 e 1,54 para areia fina angulosa);

g = aceleração da gravidade ($\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$);

ρ = Massa específica do leito ($\text{Kg} \cdot \text{cm}^{-3}$);

ρ' = Massa específica do fluido ($\text{Kg} \cdot \text{cm}^{-3}$);

d_p = diâmetro da partícula (m);

η = viscosidade dinâmica do fluido ($\text{Kg} \cdot \text{cm}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$);

ε = porosidade mínima do leito.

Leva (apud [51]), estabelece a equação empírica que também pode ser usada para cálculo da velocidade crítica em fluxo laminar

$$v_c = \frac{d_p^{1,82} \cdot (\rho - \rho')^{0,94}}{162,8 \cdot \mu^{0,88} \cdot (\rho')^{0,06}} \quad (\text{equação 34})$$

onde,

d_p = diâmetro da partícula (mm);

ρ = Massa específica da partícula ($\text{ton} \cdot \text{m}^{-3}$);

ρ' = Massa específica do fluido ($\text{ton} \cdot \text{m}^{-3}$);

μ = viscosidade do fluido (cP).

Para ($Re > 5$), os valores obtidos na equação (34) devem ser corrigidos com o fator de correção

$$v_{c\text{ corrigido}} = k \cdot v_c \quad (\text{equação 35})$$

Ainda para ($Re > 5$) pode ser calculada a velocidade crítica usando a equação de Leva

$$v_c = \frac{1}{\lambda_L} \cdot \frac{1}{\sqrt{f}} \cdot \sqrt{g \cdot \left(\frac{\rho}{\rho'}\right) - 1} \cdot \left(\frac{d_p}{2}\right) \cdot \frac{\varepsilon_m^3}{1 - \varepsilon_m} \quad (\text{equação 36})$$

onde,

f = fator de perda de carga.

Para cálculo de f deve ser usada a equação

$$2f = 2f' \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \quad (\text{equação 37})$$

onde,

$2f'$ = fator de perda de carga modificado por Leva.

Para o cálculo de $2f'$ se usa a equação

$$2f' = 150 \cdot \frac{1 - \varepsilon}{Re} + 1,75 \quad (\text{equação 38})$$

2.4 Membranas

Membrana é uma fina estrutura flexível, na forma de uma folha ou um filme que age como uma camada seletiva entre duas fases devido à sua propriedade semipermeável. Fisicamente uma membrana pode ser sólida ou líquida. Sua função é agir como um agente de separação altamente seletivo baseado na diferença do coeficiente de difusividade, corrente elétrica ou solubilidade [52].

As membranas são elementos de filtração que, dependendo da abertura dos poros de sua estrutura, separam substâncias de diferentes tamanhos, conforme apresentado na Figura 8.

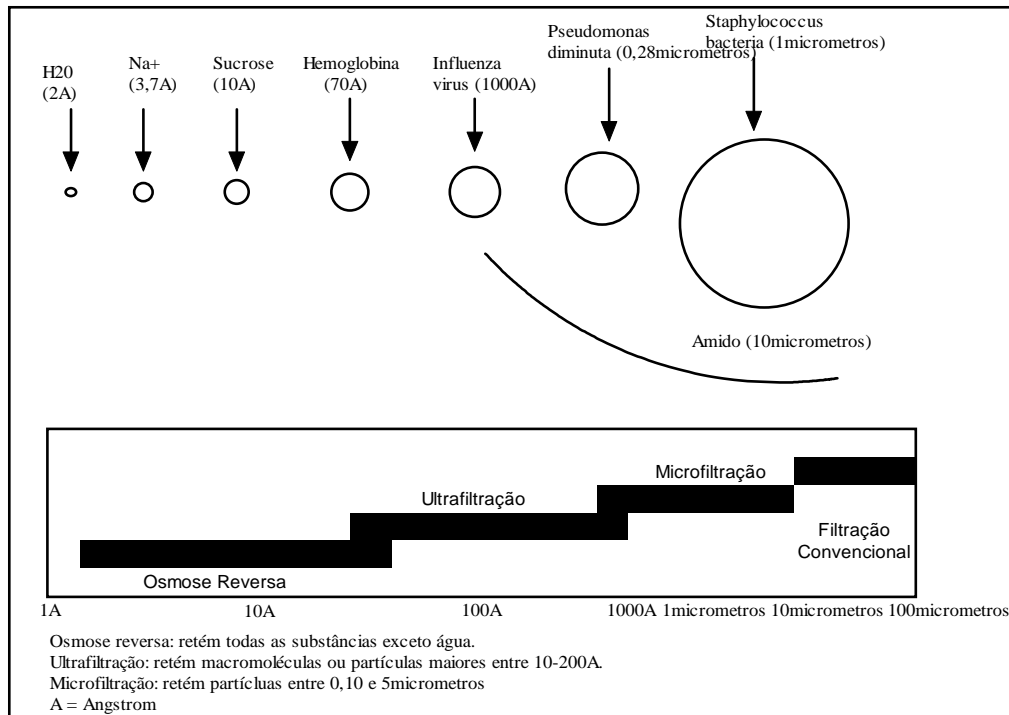


Figura 8. Separação de substâncias com o uso de membranas [53].

A separação é baseada na exclusão por tamanho de molécula. O tamanho dos poros para ultrafiltração está na faixa de $0,001\mu\text{m}$ a $0,1\mu\text{m}$ (10 a 1.000 \AA), retendo compostos com peso molecular entre 1000 e 100000 Daltons. Para membranas de microfiltração o diâmetro do poro varia de $0,1$ a $10\mu\text{m}$ (1000 a 100000 \AA) [54].

Os sistemas de filtração através de membranas possuem diferentes aplicações em função, basicamente, da capacidade de retenção das substâncias existentes nos substratos que interessam aos processos em que são utilizadas. A Tabela 12 apresenta as aplicações de sistemas de membranas.

Tabela 12. Aplicações de sistemas de membranas [6].

Sistema	Aplicação
Microfiltração	Processamento de sucos. Tratamento de água potável. Processamento de queijos.
Ultrafiltração	Processamento de alimentos (queijos, sucos, cerveja e vinhos). Produção de água ultrapura para indústria eletrônica. Reúso de tintas em indústrias montadoras de automóveis. Recuperação de óleos emulsionados.
Osmose inversa	Dessalinização. Geração de água ultrapura para indústrias eletrônicas, farmacêuticas e geração de energia. Processamento de alimentos. Produção de água ultrapura e na indústria farmacêutica. Tratamento de efluentes em biorreatores.

Pervaporação	Desidratação de solventes. Purificação de água. Separação de compostos orgânicos em substituição aos processos de destilação.
Eletrodíálise	Dessalinização de água com baixa concentração de sais. Ablandamento de água. Recuperação de metais em águas de lavagem de tratamento de superfície.

As membranas sintéticas já eram conhecidas desde 1748, mas os fundamentos tecnológicos iniciaram na década de 50 quando Loeb e Sourirajan desenvolveram as membranas para osmose inversa, do tipo assimétrico [52].

Um sistema de filtração através do uso de membranas consiste na passagem do fluido que se deseja filtrar, por meio da pressão gerada por uma bomba, através de um módulo que contém a membrana adequada. Neste módulo, a parte do fluido que passa através da membrana é o permeado enquanto que a parte do fluido que é retido pela membrana recebe o nome de concentrado. A Figura 9 apresenta o fluxograma de um sistema de filtração por membrana.

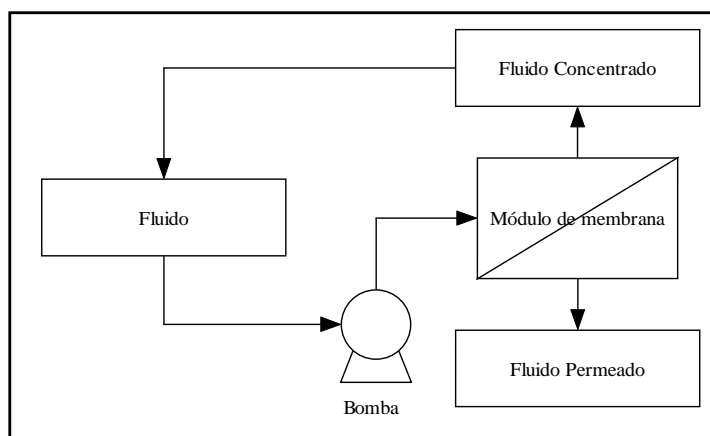


Figura 9. Fluxograma de sistema de filtração por membrana.

A filtração através de membranas é feita através do uso de pressão positiva (o fluido é forçado através da membrana, do lado do concentrado) ou negativa (uma bomba de vácuo opera do lado do permeado). Em qualquer um dos casos, dada a pequena espessura e resistência mecânica das membranas, faz-se necessária a colocação da membrana em um meio suporte para que as membranas resistam à pressão aplicada.

As membranas apresentam configurações estruturais divididas em simétricas com ou sem poros e as anisotrópicas; as simétricas que possuem poros com diâmetro entre $0,01\mu\text{m}$ e $10\mu\text{m}$ apresentam estrutura rígida, com muitos vazios, aleatoriamente distribuídos enquanto as simétricas sem poros consistem em um filme denso através do qual o permeado é

transportado por difusão sob a força resultante da pressão exercida, concentração ou gradiente de potencial elétrico.

No caso das anisotrópicas, existe uma fina camada suportada por uma estrutura mais grossa, que funciona como suporte. Assim, as características de filtração ficam vinculadas à fina camada superficial, aumentando a produção de permeado. A camada superficial e a camada suporte podem ser feitas em uma única operação ou de diferentes compostos, sendo esta a característica de membranas bicomponentes. A Figura 10 apresenta a classificação das membranas de acordo com a sua estrutura funcional.

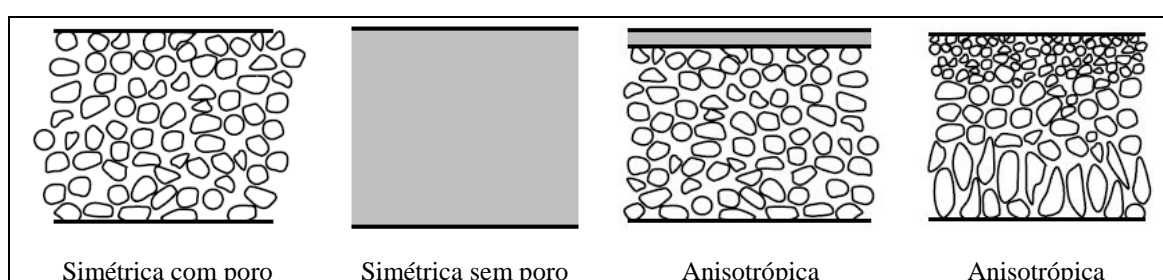


Figura 10. Classificação das membranas de acordo com a estrutura [6].

Os materiais que constituem as membranas dependem da estrutura resultante do processo de fabricação. No caso das simétricas a Tabela 13, a seguir, apresenta os principais materiais de fabricação e a suas aplicações.

Tabela 13. Principais materiais de fabricação de membranas [6, 55].

Material de fabricação da membrana	Utilização	Características
Acetato de celulose	Osmose, nanofiltração e ultrafiltração.	Baixo preço, restrição às variações de pH e temperaturas. Pequena tendência à formação de fouling.
Poli(sulfona)	Ultrafiltração e microfiltração	Excelente resistência à variação de pH e temperatura. Usada em indústrias alimentícias. Sem resistência para gorduras, óleos e solventes polares.
Poli (vinildifluoreto)	Ultrafiltração	Alta resistência a hidrocarbonetos e oxidantes.

Para as membranas anisotrópicas são normalmente encontradas estruturas suporte em poli (sulfona) e, sobre estas, finas camadas de outras membranas [55].

Devido ao reduzido tamanho dos poros existentes nas membranas e a condições operacionais adversas como “fouling” - obstrução depositada sobre a superfície da membrana - e concentração por polarização, o fluxo de líquido através das estruturas é, muitas vezes, bastante reduzido. Para que os sistemas de membranas possuam capacidades para aplicações em indústrias, muitas vezes são utilizadas áreas de centenas e até milhares de metros quadrados de membranas. Assim, é necessário um método econômico e eficiente para reter

grandes áreas de membranas. Os sistemas mais usados e os parâmetros associados estão apresentados na Tabela 14.

Tabela 14. Tipos de suportes mais usados para módulos de membranas e parâmetros associados [6].

Parâmetro	Fibras ocas	Fibras capilares	Montadas em espiral	Suporte tipo quadro	Tubular
Custo de fabricação (US\$m ⁻²)	5-20	10-50	5-100	50-200	50-200
Controle de "fouling" e concentração por polarização	Fraco	Bom	Moderado	Bom	Muito bom
Queda de pressão do lado do permeado	Alta	Moderada	Moderada	Baixa	Baixa
Possibilidade de operação em alta pressão	Sim	Não	Sim	Sim	Baixa
Limitada a alguns tipos de material de membranas	Sim	Sim	Não	Não	Não

Os diferentes módulos que podem ser usados tem seus formatos direcionados para aplicações onde se mostram mais eficazes, conforme a Tabela 15.

Tabela 15. Tipos de módulos de membranas para diferentes aplicações [6].

Aplicação	Tipo de módulo
Osmose para água do mar	Módulos de membranas em espiral
Osmose para uso industrial	Módulos de membranas em espiral
Ultrafiltração	Módulos tubulares, capilares e com membranas em espiral
Separação de gases	Fibras ocas
Pervaporação	Suporte tipo quadro

Os módulos tubulares são limitados a aplicações ligadas à ultrafiltração, pelos benefícios à resistência do "fouling" devido à boa hidrodinâmica do fluido que passa pela membrana. Os tubos consistem em suporte de papel poroso ou fibra de vidro que contém no interior a membrana.

Inicialmente, as membranas tubulares possuíam diâmetro de 2cm a 3cm, sendo que foram desenvolvidos sistemas com 5 a 7 pequenos tubos com diâmetros de 0,5cm a 1,0cm. A montagem é feita através do agrupamento de um grande número de tubos em série, sendo o permeado recolhido individualmente de cada tubo e enviado para um coletor geral [6]. A Figura 11 apresenta configurações de membranas tubulares.



Figura 11. Módulos de membranas tubulares [6].

2.4.1 Fluxo em Membranas

Um modelo que descreve o fluxo através de uma membrana parte da representação de uma membrana como sendo uma série de cilindros capilares de diâmetro d . A vazão de um líquido que flui através de um poro (q) é dada pela lei de Poiseuille

$$q = \frac{\pi \cdot d^4}{128 \cdot \eta \cdot l} \cdot \Delta p \quad (\text{equação 39})$$

onde,

q = vazão de líquido ($\text{L} \cdot \text{s}^{-1}$);

Δp = diferença de pressão através do poro (bar);

l = comprimento do poro (m);

d = diâmetro do poro (m);

η = viscosidade do líquido ($\text{Kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$).

O fluxo, então, é a soma de todas as vazões individuais através dos poros

$$J = N_p \cdot \frac{\pi \cdot d^4}{128 \cdot \eta \cdot l} \cdot \Delta p \quad (\text{equação 40})$$

onde,

J = fluxo através da membrana ($\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$);

N_p = número de poros por centímetro quadrado da membrana.

Para membranas em que a porosidade (ε) e a área dos poros é igual, o número de poros por centímetro quadrado é proporcional ao inverso do quadrado do diâmetro do poro

$$N_p = \varepsilon \cdot \frac{4}{\pi \cdot d^2} \quad (\text{equação 41})$$

Combinando as equações (39) e (40), a equação do fluxo fica

$$J = \frac{\Delta p \cdot \varepsilon}{32 \cdot \eta \cdot l} \cdot d^2 \quad (\text{equação 42})$$

O fluxo dos compostos através da membrana é a razão entre

$$\frac{(\text{permeabilidade das espécies}) \cdot (\Delta p_i \text{ ou } \Delta c_i)}{\text{espessura efetiva da membrana}},$$

que é também conhecida como permeância.

A permeação através de membranas é descrita através de dois modelos, sendo um o modelo de difusão da solução e o outro, o modelo de fluxo através de poros permanentes. A Figura 12 é uma representação dos modelos de permeação através das membranas.

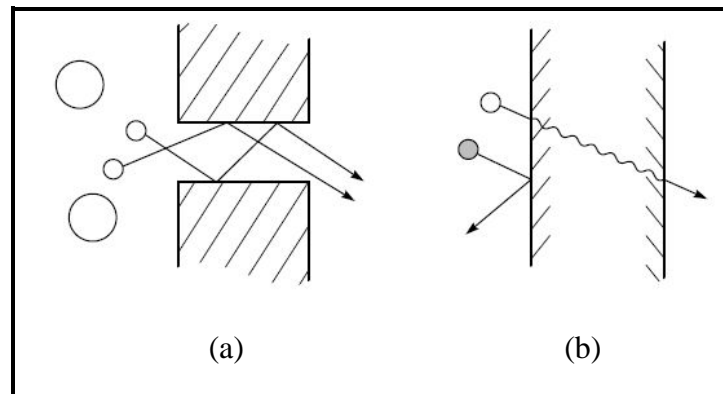


Figura 12. Representação de permeação através das membranas, (a) fluxo através de poros permanentes e (b) modelo de difusão através da diferença da solubilidade e mobilidade do permeado no material da membrana [6].

2.4.2 Modelos de Fluxo

A diferença entre os mecanismos de transporte através de poros ou de difusão é o tamanho relativo e a permanência dos poros. Os poros podem ser permanentes ou transientes e a transição entre o tipo de poros fica entre 5 e 10 Å [6].

Para o modelo de difusão, aplicado em membranas de osmose inversa, o permeado é separado em função da diferença de solubilidade do permeado na membrana e a diferença das taxas pelas quais ele se difunde através da membrana. O transporte de matéria deve-se ao gradiente de concentração existente entre os dois lados da membrana.

A equação da difusão foi formulada por *Fick* e é conhecida como lei da difusão

$$J_i = -D_i \cdot \frac{dc_i}{dx} \quad (\text{equação 43})$$

onde,

J_i = fluxo do componente i ($\text{Kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$);

dc_i/dx = gradiente de concentração do componente i na direção x ;

D_i = coeficiente de difusão ($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$).

Para o modelo de fluxo através dos poros da membrana, aplicado em membranas de microfiltração e ultrafiltração, é válida a equação de Hagen-Poiseuille, para fluxo através de canais. Uma forma usual é

$$J = \frac{\varepsilon \cdot r^2 \cdot P}{8 \cdot \eta \cdot \Delta X} \quad (\text{equação 44})$$

onde,

J = taxa de fluxo ($\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$);

ε = porosidade superficial da membrana;

r = raio médio dos poros (m);

P = pressão aplicada através da membrana (bar);

η = viscosidade dinâmica do fluido que permeia pela membrana ($\text{Kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$);

ΔX = comprimento do canal do poro (m).

A pressão sobre a membrana, que permite o fluxo de permeado é dada por

$$P = \Delta P_t - \Delta \pi \quad (\text{equação 45})$$

onde,

P = pressão (bar);

$\Delta P_t = P_F - P_P$;

$\Delta \pi = \pi_F - \pi_P$, sendo que os índices subscritos “F” e “P”, referem-se a alimentação e permeado, respectivamente.

A Figura 13 apresenta a representação esquemática de uma seção de uma membrana.

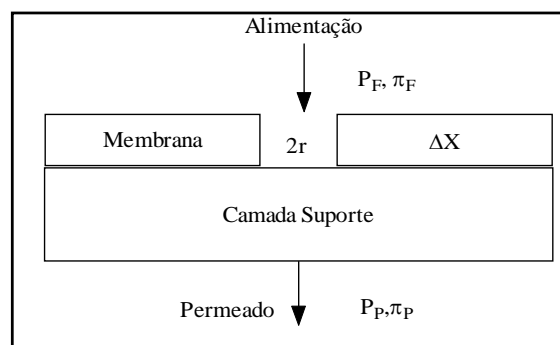


Figura 13. Representação esquemática de uma seção de uma membrana [53].

O termo π refere-se à pressão osmótica que é desconsiderada para a maioria das aplicações de UF e MF devido ao alto peso molecular dos solutos. Assim, é aceitável o uso apenas do termo ΔP_t .

Para o modelo de fluxo descrito, assume-se que [54]:

- o fluxo através dos poros é laminar ($R_e < 1800$);
- a massa específica ρ é constante;
- o fluxo é independente do tempo;
- o fluido é Newtoniano.

O fluxo de permeado através de uma membrana pode ser gerado através de duas configurações diferentes da passagem do fluido, frontal e transversal.

Na configuração frontal, o fluido é bombeado diretamente sobre a membrana, enquanto que na configuração transversal o fluido passa sobre a membrana [53, 56].

A Figura 14 apresenta as configurações frontal e transversal de fluxo em membranas.

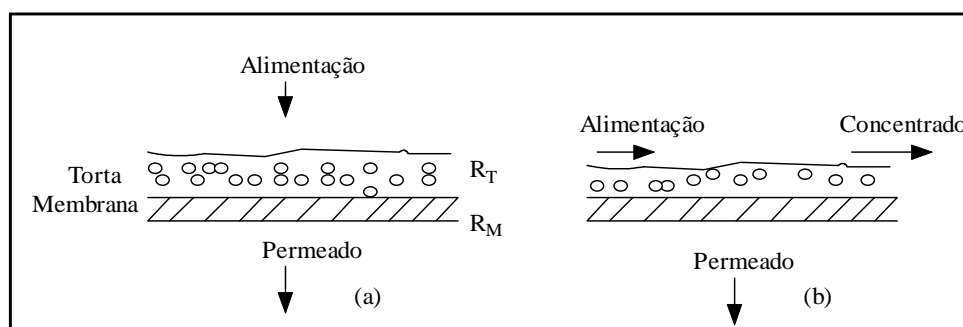


Figura 14. Representação esquemática de fluxo frontal (a) e transversal (b) na superfície da membrana [53, 56].

Os termos R_T e R_M são as resistências impostas ao fluxo pela “torta” – sólidos existentes no fluido concentrado que não passam pela membrana e que ficam acumulados na membrana – e a resistência característica da membrana, respectivamente [53].

A alimentação no modo frontal é obtida pela projeção do fluido diretamente sobre a membrana, de modo que aproximadamente 100% da filtração prevista é obtida durante esta operação [56], sendo mais comum em processos de microfiltração. No caso da alimentação transversal, o rendimento final é obtido através de várias passagens e o método se presta tanto para processos de microfiltração quanto ultrafiltração. A vantagem do método de filtração transversal é que o arraste de sólidos diminui a espessura da “torta”, reduzindo a resistência ao fluxo provocado pelo material [53].

Os modelos que descrevem o fluxo através de membranas como sendo função da pressão não são adequados para explicar o fluxo observado durante operações de membranas. Uma melhor aproximação é obtida pelo uso de resistências em série [53].

Considerando uma membrana ideal e uma dada solução de alimentação, o fluxo em uma membrana pode ser expresso pela equação

$$J = A \cdot \frac{P_T}{\mu} \quad (\text{equação 46})$$

onde,

J = fluxo ($\text{L.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$);

P_T = pressão exercida sobre a membrana (diferença entre a pressão do lado da alimentação e do lado do permeado, (bar);

A = coeficiente de permeabilidade da membrana;

μ = viscosidade cinemática do permeado ($\text{m}^2.\text{s}^{-1}$).

Agrupando a viscosidade e o coeficiente da membrana e reescrevendo-os como $1/R_M$, onde R_M é a resistência intrínseca da membrana com o uso de água pura o fluxo fica

$$J_{\text{água}} = \frac{P_T}{R_M} \quad (\text{equação 47})$$

Como a operação não se dá com água pura, mas com fluidos que contem diferentes compostos, devem ser agregados termos referentes à resistência causada pelo “fouling” (R_F), e pela concentração por polarização e a camada limite (R_G). O fluxo para um fluido qualquer, portanto, é [57]

$$J = \frac{P_T}{R_M + R_F + R_G} \quad (\text{equação 48})$$

O fluxo através da membrana deve ser corrigido de acordo com a temperatura do fluido, usando a equação 44

$$J_n = ((((-2,0 \cdot 10^{-8} \cdot (t^3)) + (5 \cdot 10^{-7} \cdot ((t^2))) - (4 \cdot 10^{-5} \cdot (t)) + 1,7 \cdot 10^{-3}))/ (1,084 \cdot 10^{-3})) \cdot J_0$$

onde,

J_n = fluxo corrigido para a temperatura do fluido ($\text{L.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$);

t = temperatura do fluido ($^{\circ}\text{C}$);

J_0 = fluxo sem correção da temperatura do fluido ($\text{L.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$).

2.4.3 “Fouling”

O “fouling” é um fenômeno no qual as membranas adsorvem ou interagem com os solutos existentes na solução que alimenta as membranas, resultando em uma redução na eficiência da membrana, seja por diminuição do fluxo ou por rejeição do soluto.

As causas do “fouling” podem ser divididas em quatro categorias principais: incrustação, lodo, bactérias e contaminantes orgânicos [6].

As incrustações são causadas por precipitação de metais dissolvidos na água sobre a superfície da membrana. Como o permeado possui baixa quantidade destes metais, forma-se uma solução concentrada sobre a superfície da membrana e quando a concentração ultrapassa o limite de solubilidade dos metais, ocorre a precipitação sobre a superfície da membrana. Os sais mais comuns para formação de incrustações são os sais de cálcio, bário e complexos de sílica.

O lodo é formado por partículas em suspensão que se acumulam na superfície da membrana que contém colóides orgânicos, óxidos e hidróxidos de ferro (em caso de corrosão de ferro), algas e matérias em suspensão.

As bactérias são microorganismos que se desenvolvem na superfície das membranas, sendo a susceptibilidade das membranas aos microorganismos dependente do material de construção da membrana.

O “fouling” de origem orgânica é a deposição de materiais como óleos e graxas sobre a superfície da membrana.

Os problemas de “fouling” não ocorrem necessariamente em conjunto, embora possam eventualmente ocorrer ao mesmo tempo. A ocorrência de “fouling” é mais grave em sistemas de osmose inversa fazendo com que este tipo de membrana exija pré-tratamentos eficazes para proteção [6].

O “fouling” é um dos problemas mais importantes na perda da eficiência em sistemas de membranas, podendo ser responsável direto pela necessidade de parada de unidades para limpeza ou até substituição.

A intensidade de ocorrência do “fouling” está relacionada às seguintes situações:

- membrana: material e tamanho do poro;
- condição operacional: pressão, temperatura, vazão, pré-tratamento;
- fluido da alimentação: constituintes, concentração.

Os processos de remoção de “fouling” são função do tipo de obstrução podendo ser feita através da passagem de permeado no sentido contrário ao da filtração [52] e limpeza química das membranas para remoção do material depositado na superfície [6].

Para reduzir a formação e os efeitos do “fouling” existem técnicas desenvolvidas como a implementação do fluxo tangencial de alimentação à superfície de filtração e oscilação torsional da membrana, além da alteração da quantidade de carga iônica na superfície da membrana [58].

A Figura 15 apresenta a formação de fouling na superfície de uma membrana.

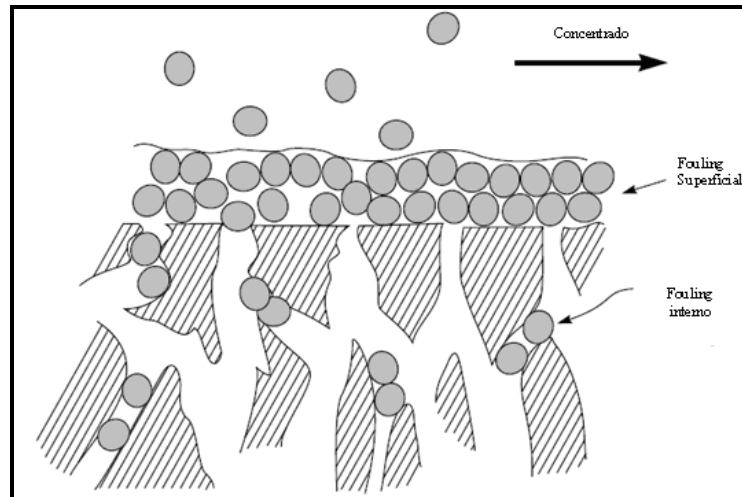


Figura 15. Representação esquemática de “fouling” em membrana [6].

No caso específico de “fouling” em membranas associadas a reatores biológicos (MBR), três diferentes fatores devem ser avaliados, que são as características do módulo e da membrana, parâmetros de alimentação e biomassa e condições operacionais. Enquanto estes fatores tem influência direta sobre o “fouling”, muitos outros fatores influenciam e podem aumentar a propensão do “fouling” [59].

Os métodos mais utilizados para avaliação do “fouling” em um sistema de membranas são o Silt Density Index (SDI) e o Modified Fouling Index ($IMF_{0,45}$). Em ambos os testes, o fluido é filtrado através de uma membrana de microfiltração (MF), sob pressão constante. Enquanto o método SDI não diferencia o efeito de “fouling” através da obstrução da membrana ou do mecanismo de filtração que ocorre durante o teste, o método IMF baseia-se unicamente no mecanismo de filtração dos sólidos e depende do tamanho da partícula conforme a equação de Carman-Kozeny, para avaliação de resistência específica de sólidos [60].

O IMF é definido como sendo a inclinação de uma região linear da reta obtida através da plotagem dos valores do volume acumulado no teste – ou durante a operação do sistema - (V) (abscissa) versus a razão (t/V) (ordenada), onde “ t ” é o tempo transcorrido durante a operação [13, 60].

A obtenção do IMF pode ser feita pela relação entre

$$\frac{d(t/V_N)}{dV_N}, \text{ onde} \quad (\text{equação 49})$$

t = tempo transcorrido (s);

V_N = volume total normalizado ($L.m^{-2}$).

2.4.4 Concentração por Polarização

Em processos de separação usando membranas, os compostos que existem no fluido de alimentação apresentam taxas de permeação diferentes, em função das características da membrana, o que gera diferentes concentrações dos compostos, tanto no fluido permeado quanto no fluido concentrado. Os compostos maiores como hidrocolóides e macromoléculas acumulam-se na superfície da membrana, formando uma camada superficial que, dependendo do tipo de sólido formado, pode tornar-se viscosa e gelatinosa [53].

Os solutos concentrados acumulam-se na superfície da membrana onde a concentração aumenta gradualmente. O aumento da concentração gera um efeito de difusividade que faz com que ocorra um retorno do concentrado para o fluido de alimentação, mas depois de um tempo, estas concentrações entram em equilíbrio.

A Figura 16 apresenta os fluxos que ocorrem na superfície da membrana, gerando a concentração por polarização.

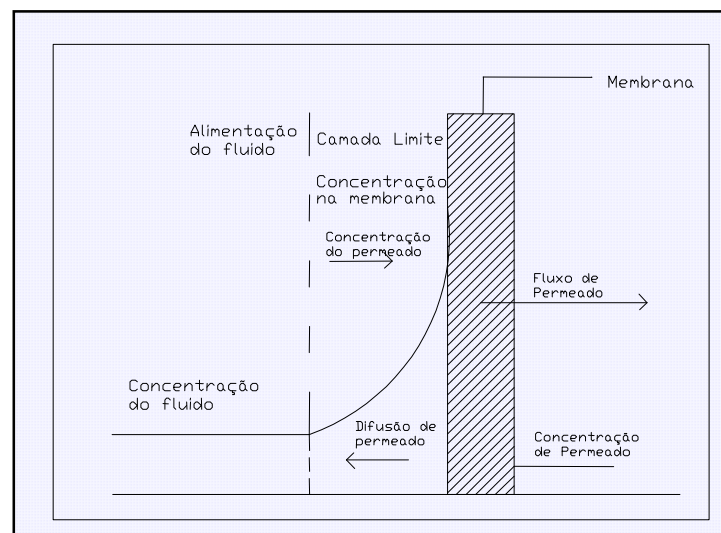


Figura 16. Concentração por polarização em estado de equilíbrio [56].

A equação básica da concentração por polarização é [56],

$$\frac{c_m}{c_b} = \exp\left(\frac{J}{k}\right), \text{ onde} \quad (\text{equação 50})$$

c_m = concentração de soluto sobre a membrana (g.L^{-1});

c_b = concentração de soluto no fluido da alimentação (g.L^{-1});

J = fluxo através da membrana ($\text{L.m}^2.\text{s}^{-1}$)

k = coeficiente hidrodinâmico.

A equação ilustra que os fatores responsáveis pela concentração por polarização são o fluxo e o coeficiente hidrodinâmico. O fluxo depende essencialmente das características da membrana e do fluido enquanto que o coeficiente (k) pode ser alterado através da variação da velocidade do fluido sobre a membrana e das características construtivas do módulo da membrana [56].

2.5 Membranas Associadas a Tratamentos de Efluentes

O desenvolvimento da tecnologia de fabricação de membranas através do método de Loeb-Sourirajan possibilitou a fabricação de membranas com características tais que aplicações industriais puderam ser pesquisadas e implantadas, especialmente na produção de água dessalinizada pelo processo de osmose inversa, no início da década de 60. Além disso, a tecnologia permitiu o desenvolvimento de técnicas para a fabricação de membranas de microfiltração e ultrafiltração [6].

A pesquisa para uso de membranas em sistemas de tratamento de efluentes indicou a viabilidade técnica destas aplicações como associação em sistemas de lodo ativado [61], que podem ser usados para tratar diferentes tipos de efluentes como esgoto doméstico [62], separação de efluentes oleosos [63], lixiviado de aterro sanitário [8, 10] e efluentes de indústrias alimentícias [64].

Além disso, a qualidade de efluentes tratados com o uso de membranas permite o reúso do efluente para diversas atividades [65].

2.5.1 “Fouling” em Processos de Tratamento de Efluentes Associados a Membranas

O “fouling” em membranas associados a processos de tratamento de efluentes causa redução do fluxo e a necessidade de limpezas frequentes com produtos que podem, eventualmente, danificar as membranas de modo irreversível [54]. Assim, são realizadas pesquisas para avaliação das condições que podem influenciar a formação do “fouling” nas membranas. Um aumento de pH pode aumentar o “fouling” sobre a membrana sendo que um

aumento de temperatura reduz o pH máximo admissível [66]. Um problema específico em membranas associadas a biorreatores - MBR - é a liberação de substâncias poliméricas extracelulares (EPS) pelas bactérias para sua adesão sobre a superfície das membranas aumentando a condição do “fouling” sobre as mesmas [67]. Para reduzir o “fouling” gerado em reatores anaeróbios como resultado da absorção de matéria orgânica, precipitação de compostos inorgânicos e adesão das células, pode ser aumentada a velocidade do fluido sobre a superfície da membrana, embora isso possa influenciar negativamente o desempenho da atividade microbiana anaeróbia [68]. No caso de membranas submersas nos reatores de lodo ativado a formação de “fouling” pode ser controlada mediante a aplicação de fluxo de ar no módulo da membrana [69] além de manter o reator sob condições aeróbias [70]. O mesmo procedimento pode ser feito em membranas colocadas no exterior dos reatores [71]. A aplicação de fluxo de ar também aumenta o fluxo crítico – fluxo abaixo do qual pouca ou nenhuma ocorrência de “fouling” é observada – pela geração de turbulência sobre a superfície da membrana [72]. A ocorrência do “fouling” pode ser modificada pela alteração no material construtivo da membrana sendo que, para efluentes domésticos, membranas baseadas em PVDF são superiores àquelas baseadas em polietileno (PE) [73].

Para MBR’S submersas, existem diferentes condições de formação de “fouling” sobre a superfície da membrana [59], como:

1. características da alimentação do fluido:
 - 1.1 pré-tratamento;
 - 1.2 concentração dos diferentes compostos;
 - 1.3 taxa de aplicação sobre a membrana;
2. características da biomassa:
 - 2.1 tipo e composição da biomassa;
 - 2.2 parâmetros dos flocos de microorganismos;
 - 2.3 quantidade de eps (polissacarídeo extracelular);
3. características da membrana e do módulo:
 - 3.1 tamanho do poro;
 - 3.2 configuração do módulo;
 - 3.3 hidrofobicidade;
4. condições operacionais:
 - 4.1 fluxo sobre a membrana;
 - 4.2 aeração sobre a membrana;
 - 4.3 tipo de filtração;

- 4.4 quantidade de lodo (microorganismos) na alimentação;
- 4.5 sistema de limpeza na membrana.

A avaliação do “fouling” pode ser feita através de várias metodologias com as descritas nas Normas ASTM D4189 (“Silt Density Index” (SDI) ou “Fouling-Index”), D3739 (Langelier Saturation Index”), D4582 (Stiff and Davis Stability Index), D4692 (Calculation and Adjustment of Sulfate Scaling Salts) e D4993 (Calculation and Adjustment of Sílica), além do índice Modificado de Fouling, “MFI”. Todos os métodos são indicados para avaliação da capacidade de formação de “fouling” em membranas de osmose inversa e nanofiltração.

A queda de rendimento através de “fouling” em membranas de micro e ultrafiltração deve-se aos efeitos de bloqueio de poros acrescido do mecanismo de formação de camada de obstrução sobre a superfície da membrana. Para as membranas de osmose inversa e nanofiltração, o mecanismo predominante é o de formação de camada de obstrução sobre a superfície da membrana. Os principais métodos utilizados diferem-se na qualidade das informações fornecidas para o estabelecimento da possibilidade de “fouling” sobre as membranas, sendo que o método SDI não apresenta distinção entre o efeito do bloqueio do poro e a formação de camada de obstrução sobre a superfície da membrana, enquanto o MFI é baseado apenas no mecanismo de obstrução sobre a superfície da membrana.

3 Metodologia

Para alcançar os objetivos propostos neste trabalho, foi montado um processo que associou um reator anaeróbio de leito fluidizado e uma unidade de microfiltração.

Com isso investigou-se o comportamento hidráulico da unidade de leito fluidizado e caracterização da membrana, além da integridade das mesmas.

O efluente utilizado no experimento foi coletado junto ao aterro sanitário de São Giácomo, operado pela Companhia de Desenvolvimento de Caxias do Sul – CODECA -, no Município de Caxias do Sul, RS.

3.1 Sistema Experimental

A planta piloto foi montada de acordo com o fluxograma apresentado na Figura 17.

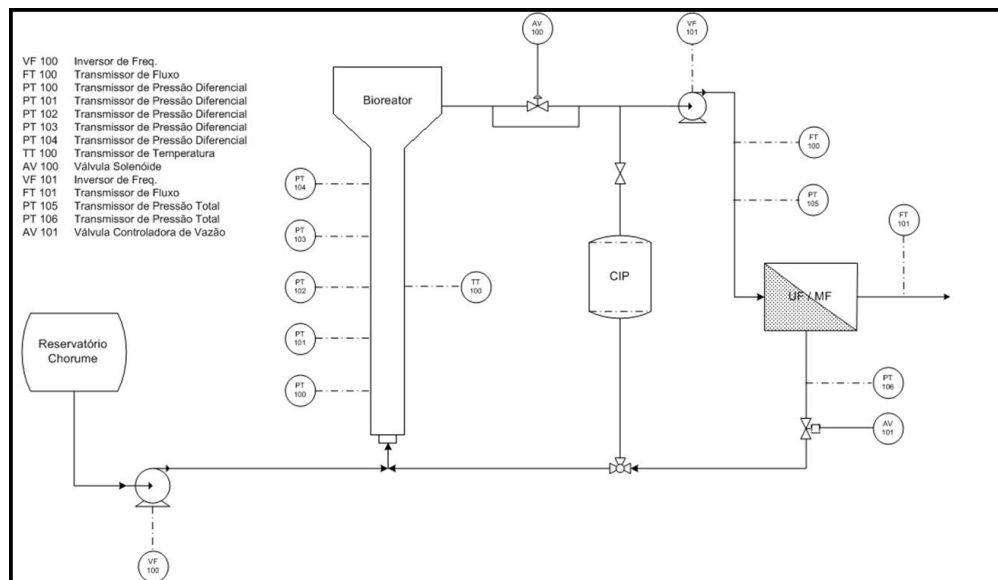


Figura 17. Fluxograma de montagem do experimento do processo anaeróbio de leito fluidizado associado com membranas de microfiltração.

A montagem final do experimento, com a identificação dos equipamentos e pontos de amostragem está apresentada na Figura 18.

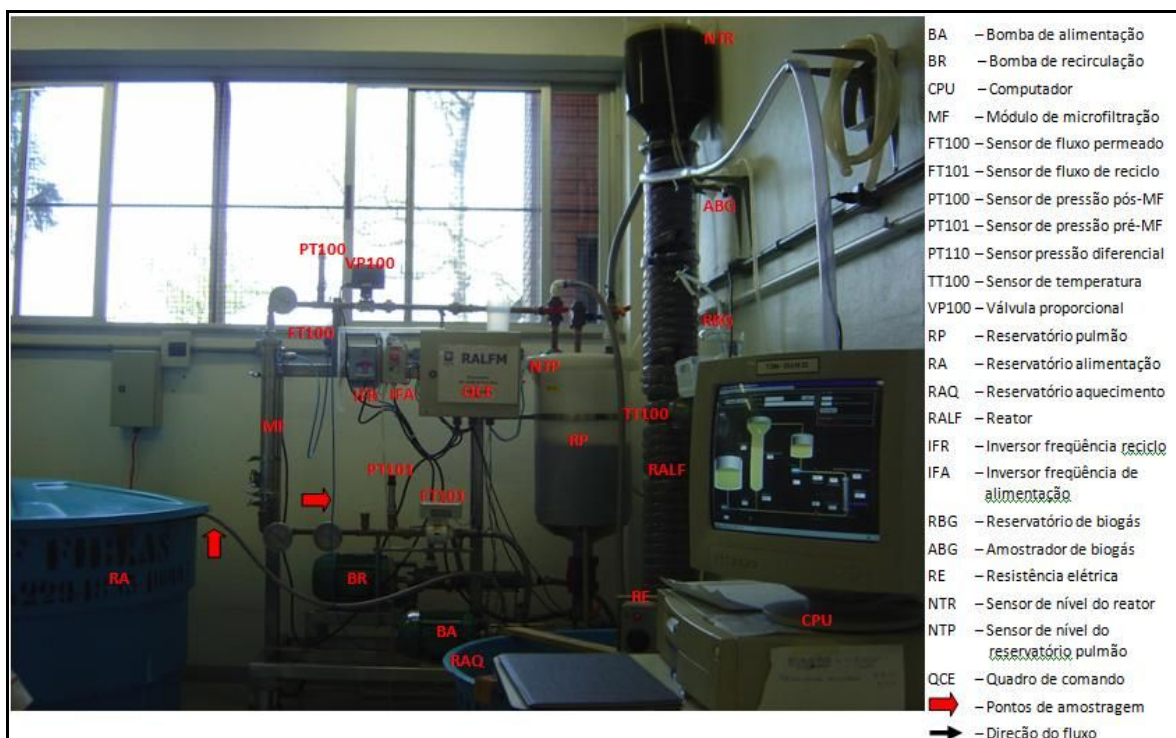


Figura 18. Vista geral da unidade experimental de tratamento de lixiviado de aterro sanitário por reator anaeróbio associado ao uso de membrana de microfiltração.

3.1.1 Operação do Sistema Experimental

A alimentação do reator anaeróbio de lodo fluidizado (RALF) ocorreu, inicialmente, apenas pela bomba BA que transferiu o lixiviado do tanque RA. À medida que ocorreu a saída de efluente do reator para o tanque RP, a bomba BR entrou em operação, alimentando a membrana MF. Da membrana o permeado seguiu para o reservatório RP e o concentrado retornou para o “RALF”. Quando iniciou o retorno, a bomba BR foi utilizada para equalização do balanço hídrico

$$Q_{LIXIVIADO} = Q_{PERMEADO}$$

onde,

$Q_{LIXIVIADO}$ = alimentação de lixiviado para o “RALF” ($L.s^{-1}$);

$Q_{PERMEADO}$ = efluente do permeado ($L.s^{-1}$);

A motobomba BA possui um motor WEG de 0,75 cv operando com velocidade máxima de 800 rpm a 60 Hz e alimentação 220 V trifásica com consumo de 3,3 A. A bomba acoplada foi fabricada pela Netzsch do Brasil, do tipo helicoidal, modelo NMP05BY06S12B com vazão máxima de $8,5 L.h^{-1}$.

A motobomba BR possui um motor WEG de 1,5 cv operando com velocidade máxima de 860 rpm a 60 Hz e alimentação 220V trifásica com consumo de 6,33 A. A bomba acoplada

é fabricada pela Netzsch do Brasil, do tipo helicoidal, modelo NM021BY01L06B com vazão máxima de 2.340 L.h⁻¹.

Cada bomba operou através de um inversor de frequência sendo que para a bomba BA o equipamento era da marca Danfoss modelo VLP Micro, potência máxima de 1,0 cv, software versão 2.0 com precisão de centésimo de Hz e controle escalar, enquanto que para a bomba BR o equipamento era da marca WEG Série CFW-10, software versão 2.0X com precisão de décimo de Hz e controle escalar.

As bombas BA e BR tiveram suas curvas de vazão e frequências graficadas já considerando as perdas de carga do sistema, e que são apresentadas nas Figuras 19 e 20.

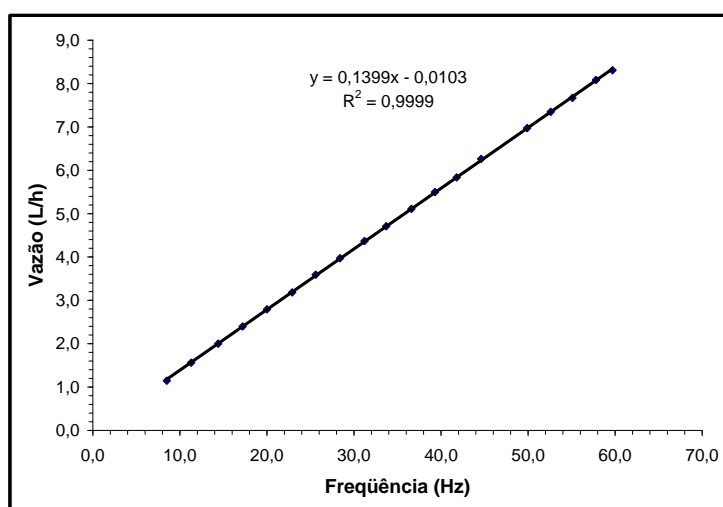


Figura 19. Curva de calibração da bomba de alimentação do reator (BA).

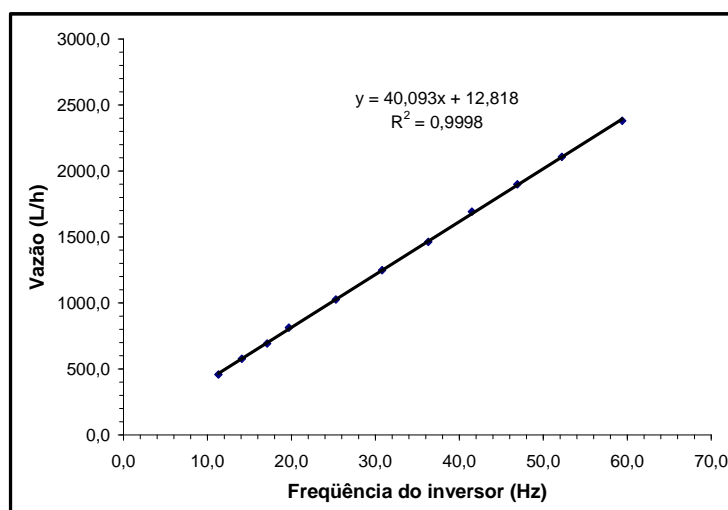


Figura 20. Curva de calibração da bomba de reciclo do reator (BR).

3.1.2 Sistema de Controle e Calibração

Para aquisição dos dados relativos ao desempenho do experimento e estabilização das condições operacionais foram estabelecidos sistemas de controle de temperatura, vazão e pressão.

Considerando a quantidade de dados a serem tabulados e a necessidade de atuar sobre as condições do experimento, foi implantado um sistema de controle automatizado em malha fechada.

Na malha de controle foram incorporados equipamentos com atividades específicas de proteção e controle do sistema, conforme apresentado nos itens a seguir:

- manter as vazões de permeado e de alimentação em equilíbrio;
- evitar o arraste do meio suporte no reator;
- manter a pressão de operação da membrana;
- permitir o reinício automático do sistema em caso de falta de energia elétrica.

Para execução dos controles supra mencionados, a unidade experimental do projeto “RALFM” foi dotada da seguinte instrumentação:

- estação de controle com software de supervisão e controle (PC);
- interface para condicionamento de sinais e aquisição de dados dotada de comunicação serial (RS-232) com a estação de controle (CPU);
- sensor de pressão diferencial com escala de 0 e 10 kpa, sinal de saída de 20 a 50 mv (PT 110);
- sensor de pressão com escala operacional de 0 a 10 bar, sinal de saída de 4 a 20 ma (PT 100 e 101);
- sensor de temperatura com escala operacional de 0 a 100°C, elemento sensor tipo PT-100, sinal de saída de 4 a 20 ma (TT 100);
- sensor de fluxo de reciclo com escala operacional de 2 a 67,8 L.min⁻¹, sinal de saída de 4 a 20 ma (FT 101);
- sensor de fluxo de permeado com escala operacional de 1 a 200 L.min⁻¹, sinal de saída de 4 a 20 ma, não linear (FT 100);
- sensor de nível do reservatório pulmão, sinal de saída digital 220 V (NTP);
- conversores de frequência, de 2,0 hp e de 1,0 hp, sinal de entrada de 0 a 10 V;
- válvula de controle proporcional com atuador elétrico reversível, sinal de entrada de 4 a 20 ma (PCV 100). O software de supervisão e controle foi desenvolvido em linguagem Borland Delphi – Object Pascal e possibilita que se faça o controle em malha

fechada (no modo automático) ou aberta (no modo manual). Apresenta em tempo real, analógica e graficamente, as variáveis lidas e as atuações executadas para restabelecimento dos “set points” de operação. Grava no intervalo de tempo desejado, em arquivo com extensão “.txt”, as informações a serem posteriormente analisadas. A Figura 21 apresenta a tela principal de controle do RALFM.

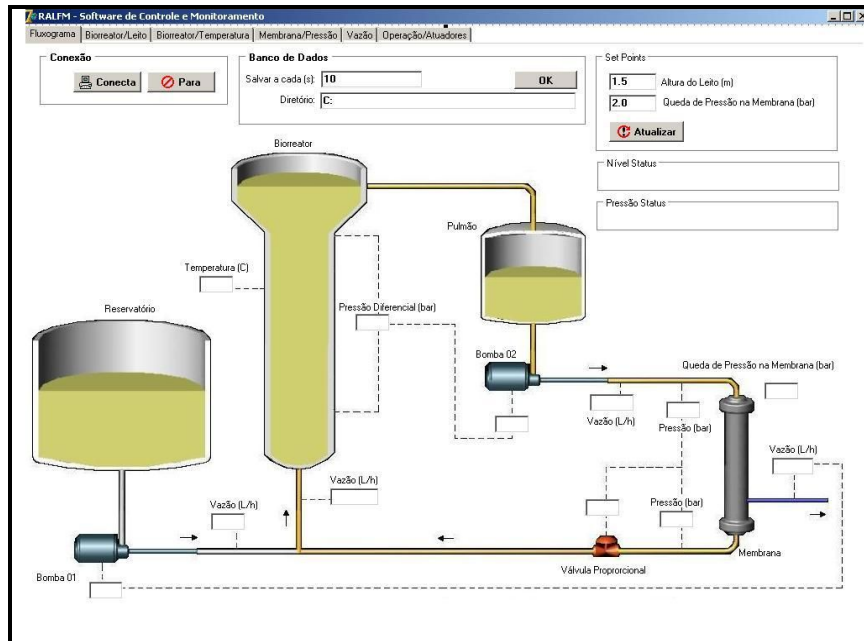


Figura 21. Tela principal de controle do RALFM.

Para cada um dos transmissores e atuadores (com exceção da PCV 100 e do NTP) foi procedida a calibração. Este procedimento consistiu em obterem-se diversos valores reais (em triplicata) correspondentes aos dados transmitidos ou recebidos pelos instrumentos e codificados pela interface em determinado momento e relacioná-los graficamente a fim de obter a melhor tendência para a curva gerada e utilizar a equação desta no software de supervisão e controle.

Para os equipamentos envolvidos com vazões (transmissores e conversores de frequência que controlam as bombas de reciclo e alimentação), recolheu-se um volume de fluido, em determinado tempo cronometrado, em um recipiente graduado e obteve-se a vazão pela equação

$$q = \Delta V / \Delta t_c \quad (\text{equação 51})$$

onde,

q = vazão ($L \cdot s^{-1}$);

ΔV = volume recolhido (L);

Δt_c = tempo cronometrado (s).

Para o transmissor de temperatura, resfriou-se um volume de fluido à 0°C submetendo-o em seguida a uma elevação de temperatura com uma manta de aquecimento dotada de termostato e indicador de aquecimento (lâmpada tipo LED), medindo-se (com um termômetro de coluna de mercúrio) a temperatura do fluido no momento em que a lâmpada desligava indicando estabilidade da temperatura da manta no valor demandado.

Para os sensores de pressão PT 100 e 101, promoveu-se a circulação de fluido pela tubulação em vazão constante e variou-se a abertura da PCV 100 de forma a reduzir a área de fluxo, impondo assim uma perda de carga. Essa perda de carga foi obtida pela leitura de dois manômetros instalados na tubulação, cada um próximo a um dos transmissores.

Para o sensor de pressão diferencial PT 110, a calibração não foi realizada em planta, uma vez que as oscilações advindas da turbulência gerada pela mistura fluido- meio suporte no reator não permitiram manutenção de um valor conhecido de pressão pelo tempo suficiente para que se obtivesse com certeza o valor da pressão em determinado instante. O procedimento de calibração obedeceu aos seguintes passos:

- a uma das tomadas de pressão do PT 110 conectou-se um manômetro, e a outra extremidade permaneceu aberta ao ambiente;
- em seguida conectou-se à extremidade aberta uma seringa com o êmbolo tracionado e comprimiu-se o mesmo em etapas tais que o manômetro indicou valores estáveis, obtendo-se pontos de pressão positiva até atingir o limite máximo de trabalho do transmissor;
- logo depois a seringa foi retirada da linha, seu êmbolo foi pressionado até seu limite máximo, reconectada na mangueira e tracionado o êmbolo em etapas de forma a obter pontos de pressão negativa;
- conhecidas as relações entre os sinais codificados pela interface e as grandezas representadas em unidades adequadas, procedeu-se a inserção das equações que modelam matematicamente essas relações no software de controle que passou a fornecer os valores das grandezas transmitidas, medidas do sistema reator/membrana.

Em seguida executou-se a etapa destinada à obtenção dos parâmetros para controle PI (constantes de ação proporcional e integral) submetendo-se o sistema a distúrbios de vazões e obstrução da válvula proporcional de forma a relacionar tais instabilidades com o comportamento do leito do reator em função das mudanças da vazão de reciclo, da leitura do

FT 101 com a potência da bomba de reciclo, da leitura do FT 100 com a potência da bomba de alimentação e percentual de obstrução da válvula proporcional com pressão de entrada e saída da membrana.

Com essas rotinas de calibração se obteve a melhor sincronia possível entre os transmissores e os atuadores de forma que a avaliação do processo proposto pela concepção do RALFM não seja prejudicada pelo funcionamento inadequado do sistema devido a falhas nos processos de controle.

O aquecimento do reator teve a finalidade de manter a temperatura na faixa de 35°C, ótima para os microrganismos mesófilos. O aquecimento é obtido pela circulação de água aquecida através de uma mangueira de PVC de 1”, colocada de modo a circundar o reator ao longo da altura deste. A água é aquecida por uma resistência elétrica de 2000 W colocada no reservatório de água aquecida RAQ e o controle é feito por um termostato. A passagem de água pela mangueira e o retorno para o tanque RAQ é feita através de bomba de recirculação BRA.

3.1.3 Reator Anaeróbio

O reator anaeróbio RALF foi construído em acrílico (chapas com espessura de 2,0 mm), com as dimensões apresentadas na Tabela 16.

Tabela 16. Dimensões do reator anaeróbio.

Parâmetro	Medida
Diâmetro interno corpo principal	150 mm
Altura corpo principal	2000 mm
Diâmetro corpo separador GSL*	300 mm
Altura corpo separador GSL*	250 mm
Volume total do reator	0,05645 m ³
Volume útil do reator	0,03300 m ³

*GSL: Gás –Sólido-Líquido.

O reator foi provido de um separador GSL construído em acrílico e tem a forma de um funil invertido, com diâmetro de 240 mm e altura de 100 mm. Na extremidade superior do separador, uma mangueira coletou o gás gerado e enviou-o para um reservatório de biogás RBG. As tomadas de amostra do biogás foram feitas no amostrador de biogás ABG, localizado junto ao reservatório RGB.

O reator possui, ao longo da altura do corpo principal, pontos de amostragem de líquidos, espaçados em 500 mm cada um.

Na parte inferior do corpo principal uma tubulação serviu de ponto de entrada para a mistura lixiviado + concentrado.

O tempo de detenção hidráulico no reator variou de 16,5 horas a 33,0 horas, durante o experimento.

3.1.4 Meio Suporte do Reator

O meio suporte colocado no interior do reator era constituído de areia lavada fornecido pela empresa Albimar (Gravataí, RS) e foram avaliadas diferentes granulometrias de modo a se obter a mais adequada para a finalidade de meio suporte do reator.

As areias para os ensaios de fluidificação, perda de carga e porosidade foram separadas utilizando-se peneiras das séries Tyler nas frações 14/20, 20/24, 28/35 e 35/48.

A escolha das peneiras séries Tyler citadas deveu-se ao fato de que nestas granulometrias encontraram-se as quantidades mais significativas de material para o experimento. A Tabela 17 apresenta as faixas de classificação escolhidas.

Tabela 17. Faixas de classificação da areia com volumes mais significativos.

Faixa	Série	Diâmetro médio
1	14/20	1,000
2	20/24	0,771
3	28/35	0,503
4	35/48	0,357

Etapas dos ensaios de caracterização do meio suporte

Para caracterização do meio suporte a ser utilizado no experimento foram necessárias as medições e calibrações a seguir.

1°. Obtenção da curva de calibração da placa de orifício necessária a determinação da vazão:

- foi permitida a passagem de água pelo sistema de fluidificação a fim de obter seu valor de vazão à partir da deflexão da coluna preenchida com tetracloreto de carbono (CCl_4) de um manômetro em “u”;
- anotou-se o “ Δh ” de cada deflexão e mediu-se com uma proveta graduada o volume de água em determinado tempo;

- foi traçada uma curva de calibração *vazão*(ordenada) $\times \Delta h^{(1/2)}$ (abcissa) obtendo-se um coeficiente angular que foi utilizado posteriormente para estimar os valores de vazão experimentais dos testes de fluidificação.

2°. Determinação da massa específica ρ da areia:

- em um balão volumétrico com massa conhecida, adicionou-se determinado volume de areia cuja massa foi quantificada. a seguir completou-se o volume do balão com água destilada, medindo-se novamente a massa areia-água;
- mediu-se a massa da areia e a massa final total, anotando-se a diferença como sendo a massa de água;
- considerando-se a massa específica da água $\rho = 1,0 \text{ g.cm}^{-3}$ obteve-se o volume de água adicionada e o volume da areia;
- com a massa m da areia e o volume v determinou-se a massa específica ρ pela equação:

$$\rho = m/V \quad (\text{equação 52})$$

onde,

ρ = massa específica da areia (g.cm^{-3});

m = massa da areia (g);

V = volume da areia (cm^3).

3°. Testes de fluidificação:

- para cada faixa de granulometria de areia separada foram estabelecidas seis alturas de leito seco - 25,5 cm; 30,5 cm; 35,5 cm; 40,5 cm; 45,5 cm; 50,5 cm – e as areias foram colocadas em um cilindro de acrílico transparente com $\varnothing = 7,62$ cm e $h = 120$ cm;
- o teste iniciou pela coluna de 25,5 cm, adicionando-se 5,0 cm de areia para os testes com as demais alturas, de modo seqüencial;
- em cada teste foi permitida a passagem de água pelo cilindro, evitando-se a presença de bolhas de ar eventualmente presentes nas tubulações. Após, o leito foi compactado até atingir a altura mais próxima possível da inicial (leito seco). Foram, então, aplicadas diferentes vazões sobre o leito e medidos a altura do leito e a deflexão do manômetro de perda de carga.

Com os resultados obtidos foram estabelecidas as relações entre a velocidade superficial dentro do reator e os seguintes parâmetros:

- altura do leito;
- porosidade;
- perda de carga;
- expansão do leito.

Após a análise e tabulação dos resultados, foi escolhida para uso no reator a areia com as características apresentadas na Tabela 18.

Tabela 18. Características da areia utilizada no experimento.

Parâmetro	Medida
Fração Tyler	28/35
Diâmetro médio (mm)	0,503
Massa específica (g/mL)	2,567

A perda de carga no leito foi calculada utilizando-se a seguinte equação:

$$\Delta P = (\rho_{CCl_4} - \rho_{H_2O}) \cdot g \cdot h, \text{ onde} \quad (\text{equação 53})$$

ΔP = perda de carga (Pa);

ρ_{CCl_4} = massa específica do tetracloreto de carbono (kg.m^{-3});

ρ_{H_2O} = massa específica da água (kg.m^{-3});

g = aceleração da gravidade (m.s^{-2});

h = altura da deflexão do manômetro (m).

A porosidade do leito estático foi calculada utilizando-se a equação 28 e o número de Reynolds, através da equação 12.

A porosidade do leito fluidificado foi calculada através da relação entre altura e porosidade

$$\varepsilon_2 = 1 - \frac{L_1}{L_2} \cdot (1 - \varepsilon_1) \quad (\text{equação 54})$$

onde,

ε_1 = Porosidade do leito estático;

L_1 = altura do leito estático (m);

L_2 = altura do leito fluidificado (m);

ε_2 = porosidade do leito fluidificado.

3.1.5 Unidade de Microfiltração (MF)

A unidade de microfiltração constituiu-se de módulo fabricado pela empresa Koch Membranes e fornecido pela empresa WGM Sistemas, modelo MFK617. O material das membranas é PVDF, pois tem uma resistência química semelhante à cerâmica e boa resistência térmica, e o módulo foi composto de 5 tubos de ½” com área útil de 0,11 m² inseridos em uma carcaça de aço inoxidável de 2 ½” de diâmetro e 0,55 m de comprimento. O diâmetro médio dos poros das membranas utilizadas foi de 0,20 µm.

O módulo foi montado no sentido vertical com fluxo ascendente, sendo que o permeado e o concentrado foram recolhidos na parte superior, seguindo o concentrado para o reator anaeróbio e o permeado sendo recolhido em tanque de polietileno.

A caracterização da membrana foi feita com utilização de água deionizada, fixando-se as vazões em 700 L.h⁻¹ e 1140 L.h⁻¹. Para cada uma destas séries foram feitas modificações na pressão de alimentação do módulo das membranas, através da variação da restrição da válvula proporcional localizada na linha de concentrado após o módulo e adquiridos os dados de pressão de entrada do módulo, pressão de saída do módulo, temperatura, volume do permeado e tempo de coleta de permeado. Com estes dados foram calculados os valores de vazão de permeado e fluxo através da membrana, corrigidos para a temperatura do líquido usado na caracterização.

O cálculo do fluxo através da membrana é estabelecido através da descrição de uma membrana como sendo uma série de cilindros com poros capilares de diâmetro d . A quantidade de líquido que passa através do poro (q) é dada pela equação 37.

O fluxo através da unidade de área da membrana é a soma de todos os fluxos através dos poros individuais e é calculado pela equação 39.

O fluxo medido através do uso de água deionizada não correspondeu ao fluxo real na operação do experimento, pois nesta condição ocorreu a redução do fluxo através da membrana causada pelo efeito de “fouling”, que é classificado em quatro categorias principais: incrustação, sólidos na forma de lodo ou lama, colóides orgânicos e material particulado, bactérias (formadoras de lodo biológico) e “fouling” orgânico provocado por óleos e graxas. Estes materiais provocaram a redução da performance da membrana ao se depositarem na superfície da membrana, nos poros ou no interior dos mesmos.

Para manutenção da membrana em boas condições operacionais foram realizadas três diferentes operações, sendo duas limpezas e uma recirculação.

A limpeza com água foi realizada através da passagem de água limpa durante 30 minutos pelo módulo da membrana com o intuito de retirar a camada de material depositado sobre a superfície. O material retirado não retornou ao sistema, sendo descartado.

Na operação da limpeza química, foram atendidos os seguintes objetivos:

- remoção da camada acumulada na superfície da membrana;
- remoção de substâncias de baixo peso molecular de dentro da estrutura da membrana;
- remoção de produto acumulado do lado da alimentação da membrana;
- limpeza da tubulação e acessórios.

A limpeza química foi feita através da circulação de solução alcalina preparada com soda cáustica em pH entre 10,0 a 10,5 durante 20 a 40 minutos e, após isso, realizado um enxágüe com água limpa.

Para a limpeza com solução cloro-alkalina, foi circulada uma solução de soda cáustica com pH entre 10,0 e 10,5 e adicionado hipoclorito de sódio até a concentração de 150 a 200 ppm de cloro livre. A solução foi recirculada durante 10 a 20 minutos e, após isso, o sistema foi drenado e enxaguado com água limpa.

A operação de recirculação foi feita através da passagem do efluente em circuito fechado, sem passar pelo reator, durante 20 minutos a cada vez, em vazão maior do que a vazão de filtração. Este procedimento teve a finalidade de, por aumento da turbulência, remover o material depositado sobre a superfície da membrana melhorando a condição operacional da mesma.

3.2 Tratamento dos Dados

Os valores experimentais obtidos foram tratados e analisados utilizando planilha eletrônica (MS EXCEL) e programa estatístico (STAT). Na planilha eletrônica calculou-se: vazão, perda de carga, velocidade superficial, queda de pressão, número de Reynolds, porosidade e índice de expansão do leito. Esses valores foram graficados o que permitiu a visualização do comportamento do leito em relação à velocidade superficial ascensional.

No programa estatístico foram inseridos todos os valores de índice de expansão, velocidade superficial e diâmetro médio de partícula. Gerou-se um gráfico em 3D para avaliar a relação entre velocidade, perda de carga e diâmetro médio das partículas do leito.

3.3 Parâmetros Avaliados

O efluente de aterros sanitários tem características físico-químicas bastante complexas, sendo função de várias condições como idade do aterro, condição climática da região e condição econômica e social da população geradora do resíduo.

As características do percolado utilizado no experimento foram avaliadas através de análises físico-químicas conforme a Tabela 19.

Tabela 19. Parâmetros avaliados no percolado de aterro sanitário utilizado no experimento.

Parâmetro	Método*
pH	Potenciométrico
Alcalinidade total (mg/L)	Titulométrico
Ácidos Voláteis totais (mg/L)	Titulométrico
DQO (mgO ₂ /L)	Refluxo fechado
Fósforo (mg/L)	Espectrofotométrico
Sulfetos (mg/L)	Iodométrico
Óleos e Graxas (mg/L)	Extração Soxhlet
Sólidos Totais (mg/L)	Gravimetria
Sólidos Totais Voláteis (mg/L)	Gravimetria
Sólidos Totais Fixos (mg/L)	Gravimetria

*método segundo American Public Health Association (APHA), 1998.

4 Resultados e Discussões

Os dados gerados durante o experimento, após análise, consistiram em resultados que serão apresentados na seguinte seqüência:

- 4.1 escolha do meio suporte;
- 4.2 hidráulica do reator;
- 4.3 comportamento hidráulico da membrana;
- 4.4 integridade da membrana.

Os dados referentes à escolha do meio suporte a partir dos ensaios realizados foram inseridos em gráficos para melhor visualização. Os resultados obtidos para os ensaios de fluidificação com colunas de leito de 50,5 cm estão apresentados a seguir.

4.1 Escolha do Meio Suporte

A escolha do meio suporte está diretamente relacionada à velocidade ascensional do fluido, pois com as velocidades maiores pode ocorrer deslocamento do biofilme aderido sobre o meio suporte em função da turbulência gerada no leito. O deslocamento remove o biofilme do reator reduzindo a eficiência global do sistema, descaracterizando uma das finalidades do experimento.

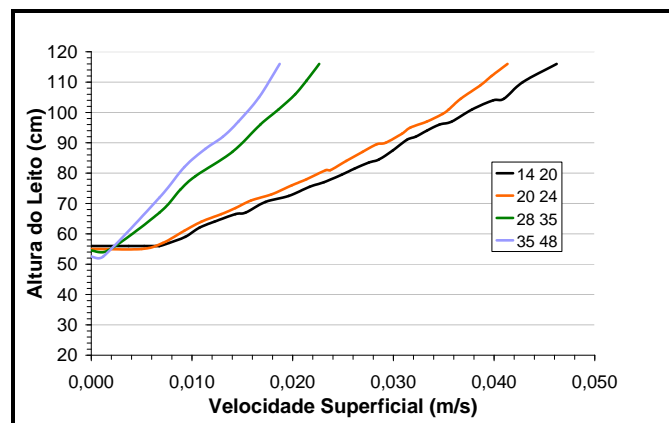


Figura 22. Variação da altura do leito com a velocidade superficial para diferentes granulometrias e altura de leito de 50,5 cm.

A Figura 22 indica que os leitos com as areias de maior diâmetro – 14/20 e 20/24 – iniciam a movimentação depois dos leitos com as areias de menor diâmetro – 28/35 e 35/48 – devido a diferença da massa entre as partículas de diferentes granulometrias, onde as maiores exigem maior energia para seu deslocamento. Para uma velocidade do fluido de $0,010 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ os leitos com as areias de menor diâmetro apresentam alturas entre 54,4% e 68,3% maior espaço

do que a altura inicial, enquanto que para a mesma velocidade do fluido os leitos com as areias de maior diâmetro as alturas ficam entre 18,8% e 24,7%.

Como exemplo, para atingir uma altura de leito igual ao dobro da altura inicial, 101,0 cm, as velocidades do fluido ficam entre $0,016 \text{ m.s}^{-1}$ e $0,018 \text{ m.s}^{-1}$ para os leitos com areias de diâmetro menor e $0,036 \text{ m.s}^{-1}$ e $0,038 \text{ m.s}^{-1}$ para os leitos com as areias de diâmetro maior. Isto ocorre porque nos leitos com areias de maior diâmetro é maior a quantidade de vazios por onde escoo o fluido. Assim, é necessária uma maior vazão para que a obstrução provoque uma força de arrasto que movimente o leito.

A velocidade do fluido que passa entre as partículas do meio suporte gera uma força que provoca o afastamento das mesmas, aumentando a porosidade do leito.

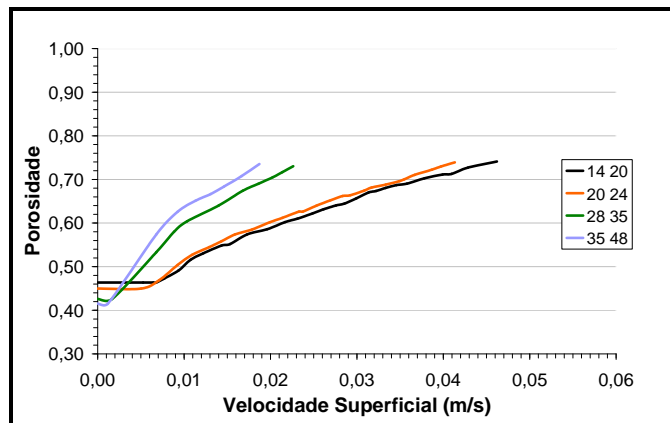


Figura 23. Variação da porosidade com a velocidade superficial para diferentes granulometrias e altura de leito de 50,5 cm.

A velocidade ascensional do fluido gera um atrito sobre a superfície das areias que compõe o leito, resultando em uma força de arraste que provoca expansão, aumentando a porosidade. Conforme a Figura 23, para uma velocidade de $0,005 \text{ m.s}^{-1}$ os leitos com areia de diâmetro maior – 14/20 e 20/24 – ainda não sofreram movimentação das partículas que os compõe, mantendo inalteradas as alturas iniciais, enquanto que os leitos com areia de menor diâmetro – 28/35 e 35/48 – apresentam porosidade de 0,49 e 0,52 evidenciando que já ocorre movimentação. O aumento da porosidade do leito resulta em acréscimo do espaço físico para ocorrência do biofilme que adere nas partículas, aumentando a área superficial das mesmas. Entretanto, uma porosidade muito elevada resultante do grande afastamento entre as partículas não significa, necessariamente, melhoria da condição operacional, pois pode iniciar a perda de meio filtrante por efeito de arraste gerado por velocidade ascensional excessiva, o que é denominado de fluidização contínua.

A passagem do fluido através das partículas do leito sofre uma resistência em função da pequena área de escoamento permissível em comparação à área existente imediatamente

anterior ao leito, independente de ocorrer ou não movimentação do leito. Esta resistência é expressa em termos de perda de carga. O comportamento da perda de carga nos testes para escolha do meio suporte é apresentado na Figura 24.

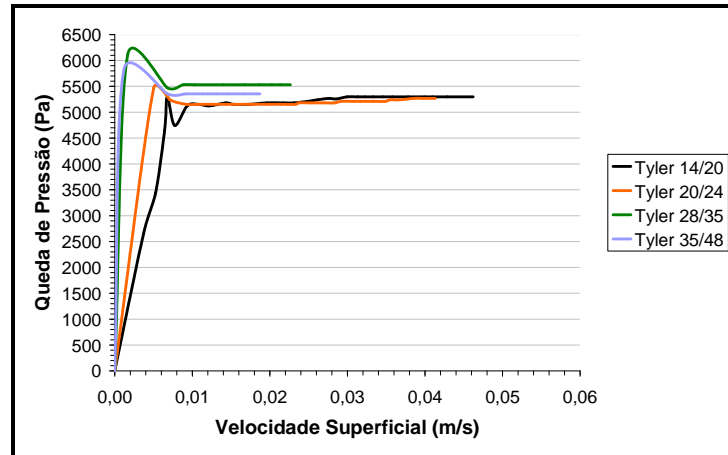


Figura 24. Variação da perda de carga com a velocidade superficial e altura de leito de 50,5cm.

A perda de carga, expressa como queda de pressão medida em dois pontos localizados antes e depois do leito indica a obstrução causada pelo meio à passagem do fluido. Da análise da Figura 24, para a velocidade de $0,005 \text{ m.s}^{-1}$ se verifica que a queda de pressão é maior para as areias 14/20 e 20/24. Esta diferença ocorre porque, para areias com granulometrias maiores, o espaço livre entre as partículas é maior, permitindo mais facilmente a passagem do fluido entre elas, ao contrário do que ocorre nas partículas menores, que apresentam pequeno espaço livre entre elas. Assim, há um aumento da restrição da área de escoamento conforme diminui a granulometria o que ocasiona uma maior perda de carga. Assim, pode-se verificar pela Figura 24, que para diferentes granulometrias há diferentes velocidades críticas de fluidificação, explicada pela diferença de porosidade do leito. Uma característica inerente a todos os meios suportes, independente da granulometria, é a ocorrência de um valor máximo de perda de carga, que ocorre no momento do afastamento máximo entre as partículas. Após este momento, ocorre uma redução e posterior estabilização da perda de carga. A estabilização ocorre em um valor que não sofre alteração, independente da velocidade ascensional do fluido. A manutenção da perda de carga em valor constante a partir de uma certa velocidade ascensional não significa que um aumento da velocidade melhore a condição operacional, pois o aumento da velocidade aumenta, também, a expansão do leito, podendo ocasionar a fluidificação contínua.

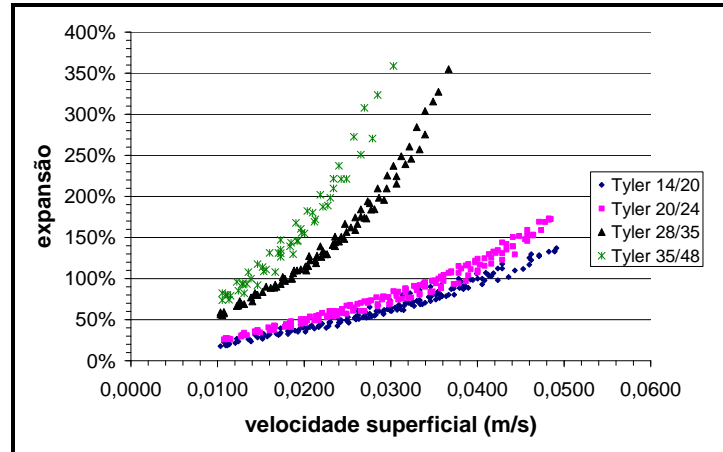


Figura 25. Variação da expansão do leito com a velocidade superficial, para diferentes granulometrias.

A Figura 25 apresenta a expansão do leito como função da velocidade superficial. Os leitos com maior porosidade – 14/20 e 20/24 – apresentam uma variação da expansão do leito menos brusca do que para os leitos com areias de menor porosidade – 28/35 e 35/48 –, porque a passagem mais livre do fluido entre as partículas das areias maiores faz com que o fluido percorra o leito sem a necessidade de energia extra para afastar as partículas, o que não ocorre com o leito composto de partículas com menor porosidade.

Ao contrário, o reduzido espaço livre entre as partículas menores faz com que pequenos gradientes de velocidade sejam suficientes para provocar rápida expansão do leito.

Como exemplo, uma velocidade superficial de $0,014 \text{ m.s}^{-1}$ provoca uma expansão entre 20% e 40% para os leitos de areias de maior porosidade e 80% e 110% para os leitos de areias de menor porosidade.

Para auxiliar na escolha da areia mais adequada a ser utilizada como meio suporte foi gerado um gráfico 3D que relaciona três variáveis - diâmetro médio da partícula, velocidade ascensional e expansão, conforme pode ser visto na Figura 26.

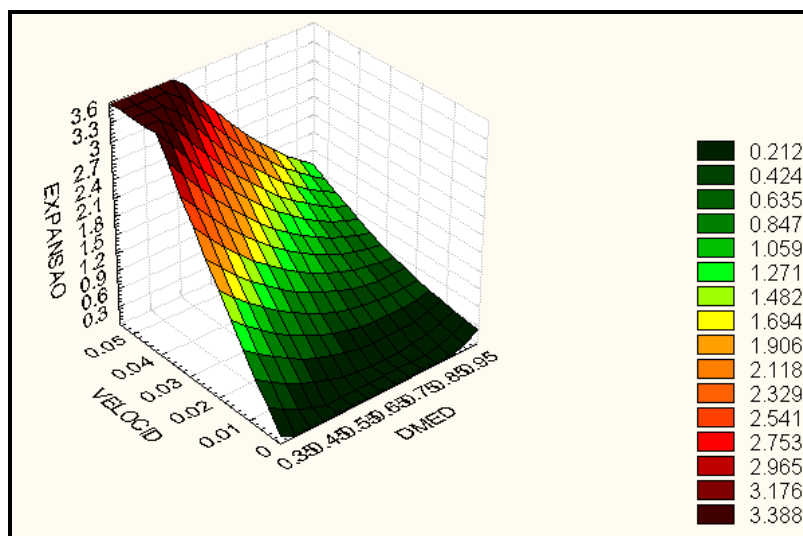


Figura 26. Relação da expansão do leito com a velocidade ascensional (m.s^{-1}) e o diâmetro médio das partículas (mm).

Na Figura 26 se visualiza que a expansão do leito não é apenas em função da velocidade ascensional, mas também do diâmetro médio das partículas, responsável por diferentes porosidades no leito. Como exemplo, pode ser visto que para se obter uma expansão de 1,70 é necessário um aumento da velocidade ascensional na mesma medida em que aumenta o diâmetro médio das partículas.

Os resultados obtidos pela análise dos dados gerados no experimento levaram à escolha da areia Série Tyler 28/35 para compor o meio suporte do experimento tendo em vista as seguintes observações:

1. As areias com granulometria maior - 14/20 e 20/24 - necessitam de maior velocidade ascensional para permitir uma expansão que resulte em espaço útil permitindo aderência de biofilme em boa quantidade. Por outro lado, maior velocidade implica em uma maior força de cisalhamento que pode provocar o descolamento da camada de biofilme. A estabilização da perda de carga também ocorre a velocidades relativamente altas para o experimento enquanto que a área superficial específica para adesão de biofilme é menor do que em areias com granulometria menor.

2. Entre as duas areias de granulometria menor - 28/35 e 35/48 – a areia 35/48 iniciava sua expansão a velocidades muito baixas que reduziam a precisão dos sensores instalados no experimento, além de causarem entupimento nos pontos de distribuição do fluido abaixo do leito, quando de eventuais paradas para manutenção. Ainda, variações de vazão durante o experimento e, por consequência, velocidade ascensional, poderiam causar arraste de material para fora do reator.

Além disso, a literatura consultada indicou o uso de areia com características próximas à areia escolhida, como pesquisa realizada por AKTUSU (1985), apud [5, 30, 36].

As características da areia selecionada estão na Tabela 20.

Tabela 20. Características da areia selecionada para o leito.

Parâmetro	Medida
Fração Tyler	28/35
Diâmetro médio (mm)	0,503
Massa específica (ton/m ³)	2,567

Após a definição da areia a ser usada no experimento foram feitos testes para definição da altura do leito seco inicial.

Inicialmente avaliou-se a perda de carga com várias alturas de leito seco para verificar se havia correlação, conforme a Figura 27.

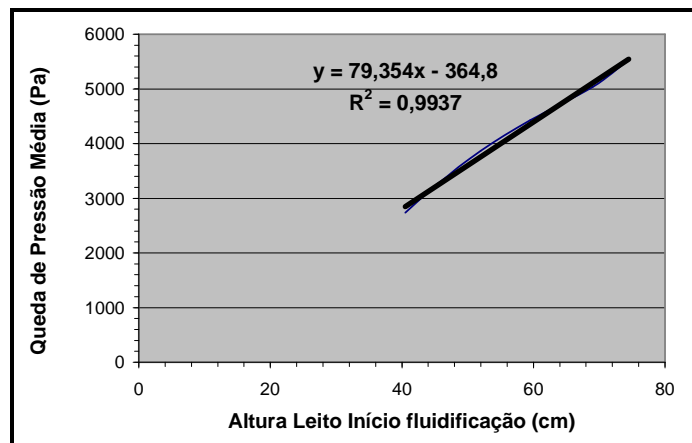


Figura 27. Relação entre a perda de carga e a altura do leito seco, para diferentes alturas iniciais, com areia 28/35.

Os dados selecionados para construir o gráfico da Figura 27, foram calculados a partir das alturas de leito seco relacionadas às médias das perdas de cargas na faixa de fluidização em fase densa.

Segundo [51], à medida que o leito expande a altura aumenta, mas a perda de carga permanece praticamente igual ao peso aparente do sólido por unidade de área do leito porque o atrito superficial das partículas com o fluido supera as demais perdas de energia, ou seja, o atrito na parede e o aumento de altura no leito.

No experimento realizado, a perda de carga anotada no início da fluidização em fase densa dos leitos apresentou valores bastante próximos para as diferentes alturas de leito, com a areia 28/35, conforme a Tabela 21.

Tabela 21. Diferentes porosidades para início da fluidificação estabilizada em diferentes alturas de leito para a areia 28/35.

Altura inicial do leito (cm)	Altura da fluidificação (cm)	Porosidade
25,5	40,5	0,62
30,5	45,5	0,59
35,5	52,0	0,58
40,5	59,5	0,58
45,5	69,0	0,59
50,5	74,5	0,60

A média das porosidades obtidas no experimento foi de 0,59. Considerando que para a equação 29 podem ser considerados constante os termos g , g_c , ε_m , ρ , ρ' , a perda de carga passa a ser função da altura do leito no início da fluidificação.

Assim, a Figura 27 apresenta a correlação linear entre a altura no início da fluidização e a perda de carga média para a areia 28/35.

Com a variação da velocidade ascensional, o leito apresenta, por efeito da expansão, um aumento da altura do leito conforme a Figura 28.

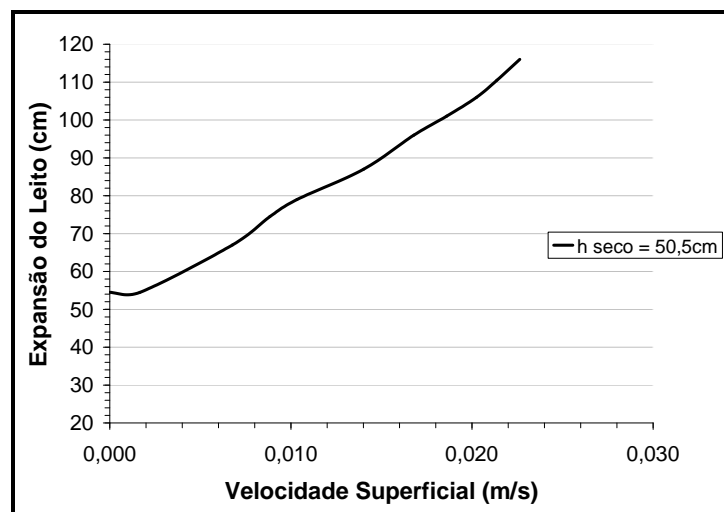


Figura 28. Variação da altura do leito com a velocidade superficial, para areia 28/35.

Para a areia 28/35 as alturas do leito para a velocidade superficial do fluido de 0,010 m/s apresentaram as variações de acordo com a Tabela 22.

Tabela 22. Variação da altura do leito com areia 28/35 e velocidade ascensional do fluido de 0,0 10m.s⁻¹.

Altura inicial do leito seco (cm)	Altura final do leito (cm)	Aumento da altura do leito (%)
25,5	40,0	56,9
30,5	46,3	51,8
35,5	54,5	53,5
40,5	64,0	58,0
45,5	71,8	57,8
50,5	78,4	54,2

A Tabela 22 apresenta variações percentuais de altura do leito bastante similares entre si, variando de 51,8% a 58,0%. Não foi encontrada relação entre a altura do leito seco e porcentagem de aumento da altura ao final do teste.

Assim, foi escolhida para o teste a altura de leito seco inicial de 50,5 cm porque esperava-se maior área para adesão de biofilme em função da maior quantidade de meio suporte, para melhor avaliação do desempenho do sistema proposto. Além disso, a maior altura do leito corresponde a uma maior área superficial, permitindo adesão de maior quantidade de biomassa.

4.2 Hidráulica do Reator

Após a definição da areia a ser utilizada no sistema, foram estabelecidas as condições hidráulicas do reator para verificar se as condições operacionais se comportavam de acordo com o esperado e indicado pela literatura.

Segundo, ao atravessar um leito poroso com baixa velocidade um fluido perde pressão, porém não movimenta as partículas. A perda de pressão indica a quantidade de energia perdida para fluidificar o leito e o aumento da perda de carga do fluido aumenta com o acréscimo da velocidade até que as partículas sólidas fiquem soltas uma das outras. Isto acontece quando a perda de pressão é suficiente para equilibrar o peso aparente das partículas

$$\Delta P \cdot S = m \cdot \frac{g}{g_c} \cdot \left(1 - \frac{\rho'}{\rho}\right) \quad (\text{equação 55})$$

onde,

ΔP = variação da pressão medida antes e depois do leito (Pa);

S = área da seção transversal do vaso onde se encontra o leito (m^2);

m = massa das partículas sólidas do leito (Kg);

g_c = constante;

g = aceleração da gravidade ($m.s^{-2}$);

ρ = Massa específica do leito ($Kg.cm^{-3}$);

ρ' = Massa específica do fluido ($Kg.cm^{-3}$).

Este estado é caracterizado como leito calmo e cada partícula é separada das que a circundam pela fase fluida.

Com o crescimento da velocidade, a perda de carga variará de modo apreciável porque a perda por atrito nas paredes é relativamente pequena em comparação com o peso do leito. Neste momento as partículas separam-se umas das outras e começam a se movimentar. A perda de carga até pode diminuir um pouco em virtude do aumento da porosidade e, neste momento, começa propriamente a fluidização do leito. As partículas passam a se movimentar desordenadamente de modo vigoroso dentro do leito. A velocidade dentro do leito é muito maior do que acima deste e qualquer partícula sólida arrastada para a superfície retorna para o interior do leito. Esta etapa é chamada de fluidização em fase densa, pois as partículas estão muito próximas uma das outras.

Se continuar a ocorrer o aumento da velocidade do fluido a expansão do leito prossegue, sendo possível observar visualmente a existência de regiões com uma concentração de sólidos relativamente alta e de porções de baixa massa específica que sobem pelo leito, de modo similar a bolhas de vapor dentro de um líquido em ebulição. A porosidade aumenta com o aumento da velocidade. O arraste de partículas inicia e o leito desaparece do reator. Esta etapa indica o início da fluidização contínua.

Com baixas velocidades ascensionais, ainda que ocorra perda de carga, não se nota aumento significativo nas alturas dos leitos suportes para todos os experimentos, já que as partículas modificam sua posição para permitir a passagem do fluxo, porém sem ainda fluidificarem, já que a força resultante da passagem do fluxo de água é inferior ao peso relativo dos grãos.

A equação 21 é utilizada para calcular a perda de carga no leito, sendo que a primeira parcela corresponde às perdas por atrito superficial do fluido com as partículas sólidas, e a segunda corresponde às perdas cinéticas provocadas pela mudança de direção, expansões e contrações pelo interior do leito [50]. Assim, para valores de $(Re/1 - \varepsilon) < 5$ o regime é

laminar e a primeira parcela é a única que deve ser considerada e para $(Re/1 - \varepsilon) > 2000$, a segunda parcela predomina e o regime é turbulento. Para valores entre 10 e 2000, o regime é de transição [51].

No caso do experimento, o número de Reynolds foi calculado a partir da média da velocidade superficial. Esta velocidade foi calculada pela relação entre a média da vazão de entrada do reator e a área da seção transversal do mesmo, utilizando a equação 27.

$$v_s = \left(\frac{629,48}{0,017663} \right) / (3600 \cdot 1000)$$

$$v_s = 0,0099 \text{ m.s}^{-1}$$

com o valor da velocidade foi feito o cálculo de Reynolds conforme a equação 12.

$$Re = \frac{997,7 \cdot 0,0099 \cdot 0,503 \cdot 10^{-3}}{7,38 \cdot 10^{-4}}$$

$$Re = 6,7$$

A porosidade do leito no reator foi calculada segundo a equação 48.

$$\varepsilon_2 = 1 - \left(\left(\frac{70,5}{126,9} \right) \cdot (1 - 0,425839) \right)$$

$$\varepsilon_2 = 0,6810$$

O escoamento do fluido no leito foi calculado de acordo com a equação 31.

$$(Re/1 - \varepsilon) = \frac{6,7}{(1 - 0,6810)} = 21,0$$

Caracterizando o fluxo como sendo de transição.

A velocidade crítica de fluidificação (v_c) ocorre quando a perda de carga do fluido através do leito é igual ao peso do sólido por unidade de área da seção transversal do leito [51].

Para cálculo da velocidade crítica pode ser usada a equação (38)

$$2f' = 150 \cdot \frac{1 - 0,6810}{6,74} + 1,75 = 8,9$$

Com o valor de “ $2f'$ ” calcula-se o valor de “ f ” usando a equação (37)

$$f = 8,9 \cdot (1 - 0,6810) / 0,6810^3 / 2 = 4,49$$

A velocidade crítica pode ser obtida a partir da equação 36 (Leva),

$$v_c = \frac{1}{1,53} \cdot \frac{1}{\sqrt{4,49}} \cdot \sqrt{1 \cdot \left(\left(\frac{2,65}{0,9977} \right) - 1 \right) \cdot \frac{0,503 \cdot 10^{-3}}{2} \cdot \frac{0,6810^3}{1 - 0,6810}}$$

$$v_c = 0,00629 \text{ m.s}^{-1}.$$

Também [51] apresenta a equação empírica 34, (Leva) para fluxo laminar,

$$v_c = \frac{0,503^{1,82} \cdot (2,65 - 1,01)^{0,94}}{162,8 \cdot (7,38)^{0,88} \cdot 1,01^{0,66}}$$

$$v_c = 0,000479 \text{ m.s}^{-1}.$$

Para $Re > 5$ o valor de “ v_c ” é corrigido por um fator “ k ” [51].

$$v_c = 0,000479 \cdot 0,89$$

$$v_c = 0,000426 \text{ m/s}$$

Os resultados de velocidade ascensional utilizando as equações 36, 37 e 38 apresentaram resultado de 63% daquela calculada quando se usa a velocidade através da seção transversal do reator.

A equação empírica de Leva (34) apresentou resultado bastante discrepante dos outros valores calculados.

4.3 Eficiência do Reator

O reator anaeróbio foi inoculado com 13,9 L de biomassa para um volume de reator de 15,7 L. A concentração de biomassa inicial dentro do reator foi de 23.712 mg.L⁻¹ de sólidos voláteis totais - SVT. A altura de meio suporte adicionado no reator foi de 70,0 cm com o reator sem alimentação.

Não foi observada uma colonização de biomassa no meio suporte. A possível razão para isso foi de que a velocidade ascensional mínima para fluidificação da areia (0,01 m.s⁻¹) é elevada quando comparada à velocidade de sedimentação da biomassa anaeróbia. Porém, comparada com outros autores, os quais utilizaram velocidade ascensional de até 0,015 ms⁻¹, tal causa parece não ser a única, o que remete a uma situação de existência de compostos tóxicos. Dessa forma, como de fato foi observado, a biomassa se estabeleceu de forma diferenciada, não entrando em contato com o meio suporte e tendo tempo suficiente para a colonização destes. Assim, entende-se que se faz necessário a utilização de meio suporte que fluidifique com uma velocidade compatível àquela para manter a biomassa na mesma altura de reator. Outra possibilidade para que isso não tenha ocorrido foi que o efluente utilizado (lixiviado de aterro sanitário) não foi diluído com efluente doméstico. Assim, pode ter

ocorrido uma associação de razões de ordem hidráulica e biológica para que o biofilme não fosse estabelecido adequadamente.

A Tabela 23 apresenta uma síntese dos resultados obtidos neste experimento.

Tabela 23. Resultados médios do experimento.

	pH	Alcalinidade Total (mg.L ⁻¹)	Ácidos Voláteis Totais (mg.L ⁻¹)	DQO (mgO ₂ .L ⁻¹)	Nitrogênio Total (mg.L ⁻¹)	Nitrogênio Amoniacal (mg.L ⁻¹)
Entrada	7,5-8,7	3.593,9	628,1	1.273,9	1.019,0	804,5
Saída	6,7-8,0	513,2	234,0	825,8	297,0	225,5
Eficiência (%)		85,7	62,7	35,2	70,9	71,98

Analisando os resultados da Tabela 24, verifica-se que a concentração de nitrogênio amoniacal não foi elevada o suficiente para que a concentração de amônia fosse tóxica. Para pH de 8,7 com uma concentração de nitrogênio amoniacal de 804,5 mg.L⁻¹, a concentração de amônia calculada foi de 10 mg.L⁻¹.

Relativamente à eficiência de remoção de DQO, foi observado que em valores médios a concentração de DQO removida foi de 448,1 mg.L⁻¹ e a concentração de ácidos voláteis foi de 394 mg.L⁻¹, o que corresponde a uma DQO de 420 mg.L⁻¹. Assim, pode-se concluir que 94% da DQO removida foi àquela relativa aos ácidos voláteis. Uma explicação para isso pode ser o posicionamento da biomassa acima do meio suporte. Dessa maneira, além da dificuldade de adesão da biomassa ao meio suporte, o tempo de contato entre o substrato e a biomassa também foi reduzido. Dessa forma, a parcela da DQO removida foi aquela mais rapidamente biodegradável e, no caso de processos anaeróbios, relacionada aos ácidos voláteis, principalmente ácido acético.

A produção teórica de biogás, considerando uma composição de 66% de CH₄ e 34% de CO₂ seria de 237,63 mL biogás por litro de efluente tratado. A produção observada foi de 95 mL de biogás por litro de efluente tratado.

4.4 Caracterização da Membrana

Como primeiro passo para o estudo do comportamento da resistência hidráulica da membrana foi avaliada a resistência intrínseca da membrana, através da passagem de água deionizada.

O teste foi realizado com duas vazões – de 700 L.h⁻¹ e 1140 L.h⁻¹. A primeira vazão é próxima ao limite operacional inferior da membrana e a segunda, próxima ao limite

operacional superior da membrana, sendo mais consistente o resultado com vazão de 1140 L.h⁻¹, através da geração de uma equação linear.

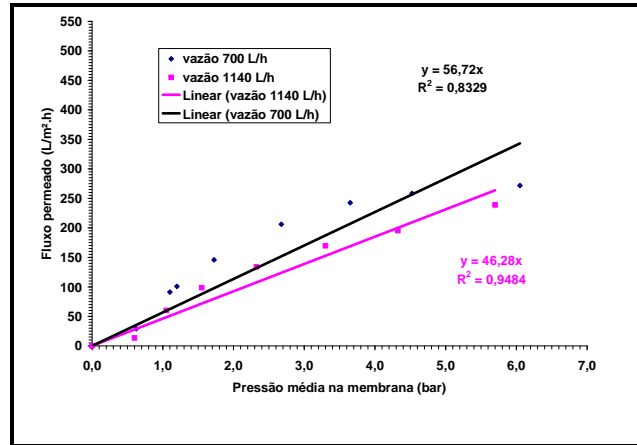


Figura 29. Fluxo através da membrana com o uso de água deionizada e variação da pressão.

A Figura 29 apresenta a variação do fluxo através da membrana para caracterização da resistência da membrana. Como o fluido (água deionizada) é considerado isento de qualquer substância que possa causar resistência por “fouling” ou concentração por polarização, a resistência obtida no teste é considerada como sendo a resistência intrínseca da membrana. A diferença de vazão entre os testes deve-se a um possível efeito de compressão do fluido sobre a membrana.

A resistência intrínseca da membrana é responsável por uma parte da resistência total que a membrana oferece ao fluxo. O fluxo de permeado através da membrana também foi avaliado com o experimento em operação. Para uma vazão de alimentação de 700 L.h⁻¹, a resistência intrínseca da membrana foi de $5,43 \times 10^{10} \text{ m}^{-1}$ e para a vazão de 1140 L.h⁻¹, a mesma resistência foi de $1,08 \times 10^{11} \text{ m}^{-1}$.

Os sistemas de filtração através de membranas relacionam sua efetividade nas condições de uso através dos indicativos de pressão e fluxo de permeado e a resistência da membrana é o item que medeia esta relação.

4.4.1 Comportamento hidrodinâmico do módulo de microfiltração

A análise do comportamento hidrodinâmico foi feita em duas fases, devido à substituição da membrana após seu rompimento por sobrepressão. Assim, os resultados são divididos em primeira e segunda fase, ou seja, com o módulo colocado antes e depois do rompimento das membranas.

A figura 30 apresenta os dados de fluxo das membranas em relação ao tempo e à pressão aplicada.

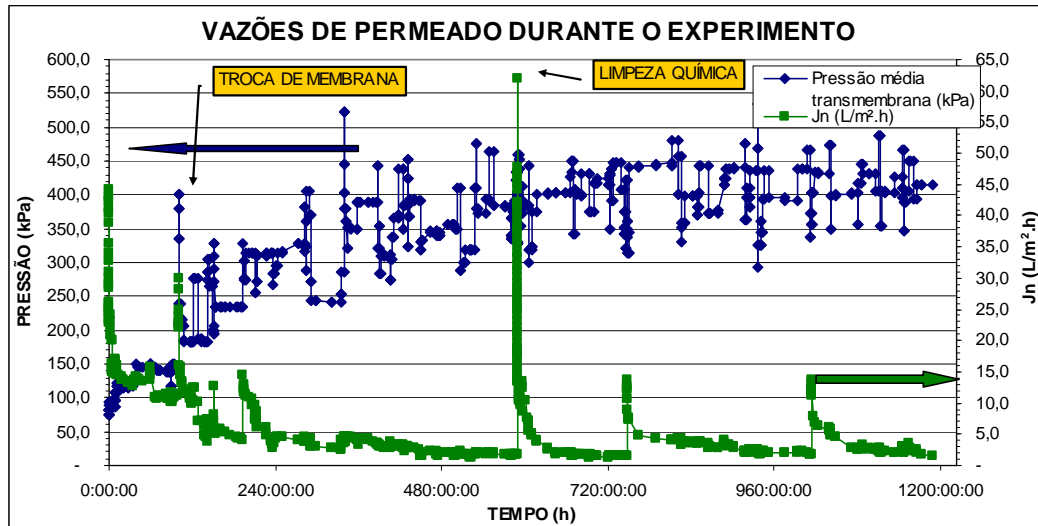


Figura 30. Comportamento da pressão e fluxo de permeado na unidade de membrana.

Os dados apresentados na figura 30 mostram um comportamento similar ao longo do tempo para as duas membranas utilizadas. Nota-se que embora tenha ocorridos variações de pressão, de um modo geral, o fluxo de permeado decrescia ao longo do tempo, indicando uma operação na região dominada pela transferência de massa e não na região dominada pela pressão.

4.4.1.1 Avaliação hidrodinâmica da primeira fase

Na primeira fase a membrana foi utilizada por 108 horas de operação antes do rompimento. Nesta fase a membrana foi submetida a aumentos graduais de pressão como mostra a figura 31. Verifica-se que, após a pressão se aumentada há um aumento correspondente de fluxo de permeado, porém sem a manutenção deste ao longo do período em que a pressão era exercida. O decréscimo do fluxo de permeado para uma pressão constante significa que outras variáveis atuam sobre o comportamento do fluxo. Essas variáveis podem ser citadas genericamente como sendo a composição da alimentação (composição do efluente e da biomassa do reator). Dessa forma, pode-se afirmar que o fluxo de permeado não depende somente da pressão exercida, mas, também, do fenômeno de transferência de massa.

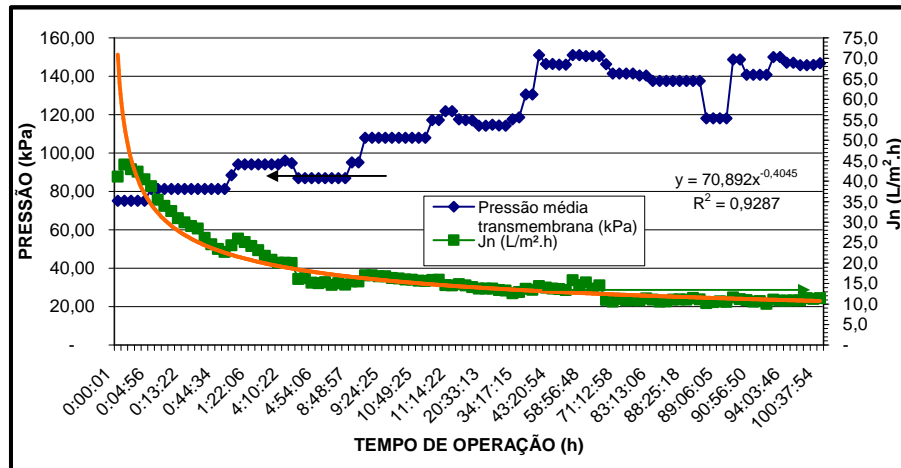


Figura 31. Comportamento hidrodinâmico da membrana na primeira fase.

Exemplo disto é que após 70 horas de operação, a variação do fluxo de permeado tendeu a um valor constante, independentemente da variação de pressão no período.

A figura 32 apresenta os dados da resistência da membrana ao longo do tempo, relacionada com o fluxo através da membrana. Nota-se que o aumento da resistência é mais intenso nas primeiras onze horas de operação. Neste período o aumento foi de 372%, enquanto que no período posterior (90 horas) o aumento foi de 67%. O aumento total da resistência (final da operação) comparado com o valor obtido imediatamente após o início da operação foi de 688%. Isso indica que a maior parte da resistência é formada nos primeiros momentos de operação. Após a camada limite ser estabelecida sobre a superfície da membrana, o sistema entra em equilíbrio e as variações na resistência ocorrem mais devido às mudanças de concentração dos compostos presentes na alimentação.

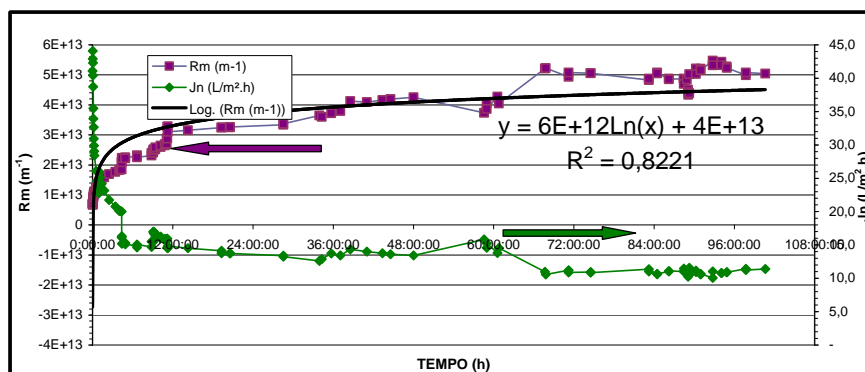


Figura 32. Resistência da membrana ao longo do tempo - Primeira fase.

A resistência total da membrana – resistência intrínseca + resistência ao “fouling” + resistência da camada gel + resistência da camada de concentração de polarização (CP) – apresenta seu valor mínimo no momento em que o fluxo através da membrana possui o valor

máximo. Com o passar do tempo de operação a formação da camada sobre a superfície da membrana aumenta as resistências a ela relacionadas (“fouling” + gel + CP). No ponto relacionado com 58 horas de operação nota-se um aumento do fluxo e uma redução da resistência total da membrana. Estes fenômenos podem ser causados por materiais (no caso, pequenos grãos de areia) que, presentes na alimentação, promovem uma diminuição da altura da camada gel por arraste mecânico. Neste momento, a camada de material depositado sobre a membrana é retirado e o fluxo aumenta, ocasionando queda da resistência total. Logo após volta a ocorrer deposição de material, aumentando a resistência.

Relativamente ao Índice Modificado de Fouling (IMF), as figuras 33 e 34 apresentam o seu comportamento. Nota-se que há uma redução significativa do IMF conforme a operação de filtração ocorre ao longo do tempo. Isto é explicado pelo fato de que o IMF em um período é taxa de crescimento de (t/V_N) em relação à V_N . Então, para um período longo pode-se ter um único valor de IMF, caso a taxa de crescimento de t/V_N seja constante. Tal comportamento não ocorreu na primeira fase, como mostra o gráfico da Figura 33.

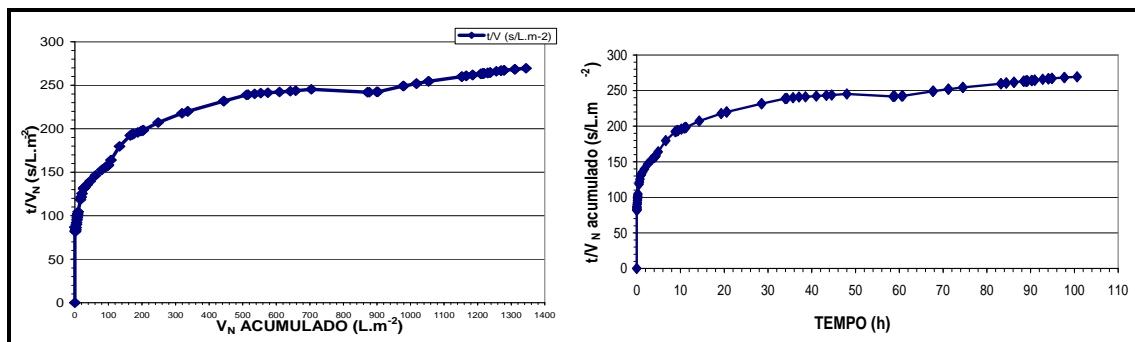


Figura 33. Comportamento de t/V_n em relação ao volume acumulado e ao tempo de operação.

O comportamento de IMF é decrescente pois, por definição, o valor de IMF instantâneo é a derivada de t/V_N em relação à V_N .

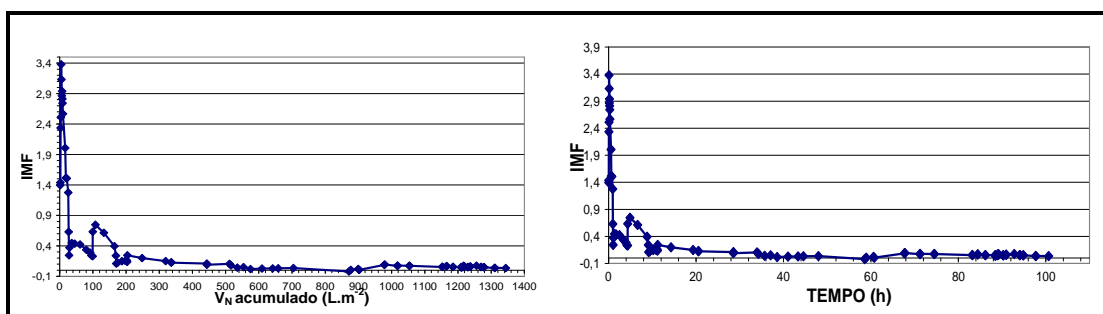


Figura 34. Comportamento do IMF em relação ao volume acumulado e ao tempo de operação.

Os valores obtidos para IMF apresentados na figura 34 indicam que no momento inicial da operação (primeiras 4 horas) os valores decrescem rapidamente, indicando que os fatores que influenciam na formação da resistência ao fluxo são preponderantemente relacionados ao IMF, neste caso. O IMF, quando avaliado de forma global, não consegue promover uma diferenciação entre o “fouling” irreversível do reversível, porém pode-se estabelecer que os compostos que se depositam sobre a superfície da membrana, formando a camada gel, são também aqueles que contribuem para o surgimento do “fouling”. Dessa forma, pode-se explicar o elevado IMF nos primeiros momentos de operação e seu decréscimo acentuado. No início da operação ocorre a formação da camada gel, promovendo um elevado valor de IMF. Após, com o equilíbrio entre o fluxo dos compostos convectivos e difusivo há uma variação do IMF relacionado à variação da concentração dos compostos na alimentação mais do que a deposição de compostos na superfície da membrana.

4.4.1.2 Avaliação hidrodinâmica da segunda fase

Nesta fase ocorreram duas etapas sendo classificadas como etapa antes e depois da limpeza química. Na primeira etapa a operação do sistema de microfiltração foi realizada por 480 horas e após a limpeza química por mais 600 horas. Similarmente à primeira fase, os sistema foi submetido a aumentos graduais de pressão, sem o correspondente aumento do fluxo de permeado ao longo do período.

A figura 35 apresenta o comportamento hidrodinâmico da membrana na segunda fase do experimento, ao longo do tempo.

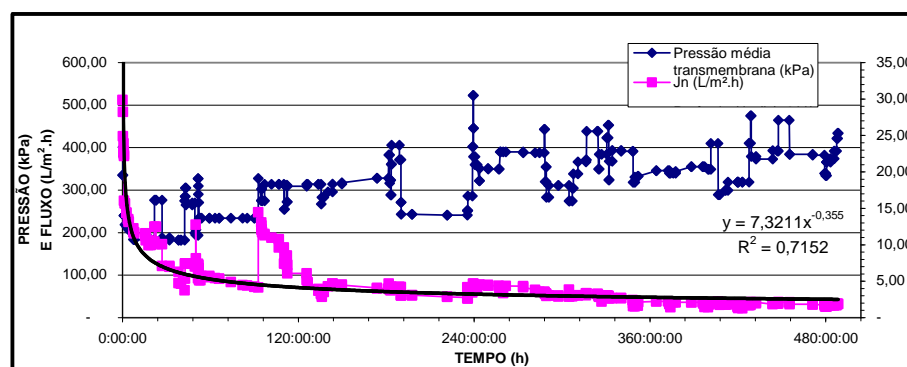


Figura 35. Comportamento hidrodinâmico da membrana na primeira etapa da segunda fase.

Na figura 35 se verifica que o fluxo através da membrana possui valor máximo no início da operação, quando a membrana se encontra limpa. Ao longo do tempo, começa a ocorrer formação de camada de material sobre a membrana reduzindo o fluxo de permeado. A partir do ponto indicado com 120 horas o fluxo apresenta pouca variação, mesmo com o aumento da

pressão, indicando, como na primeira fase, que o fluxo de permeado é governado pelo fenômeno de transferência de massa.

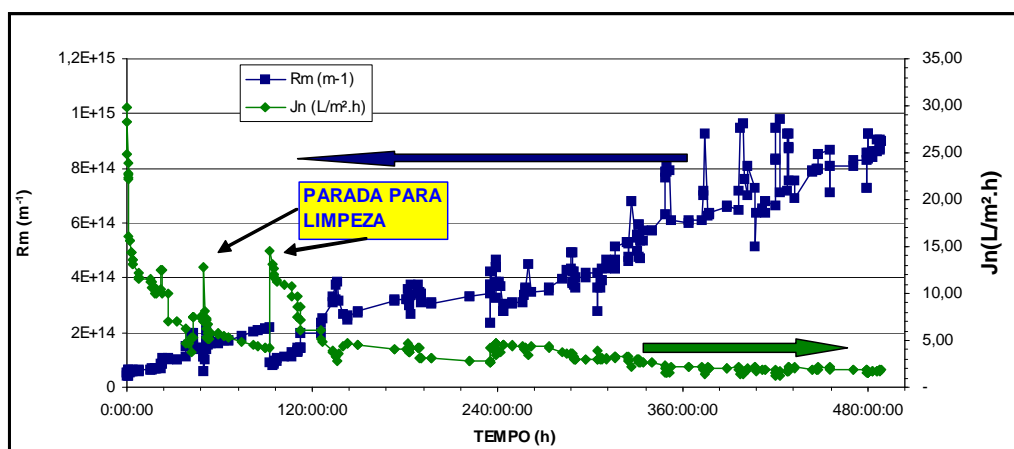


Figura 36. Resistência da membrana ao longo do tempo na primeira etapa da segunda fase.

Similarmente ao ocorrido na primeira fase, a resistência total da membrana cresce ao longo do tempo do experimento do mesmo modo que o fluxo inicia com o valor máximo e reduz-se ao longo do tempo. A resistência ao fluxo de permeado aumentou 23,53 vezes em 480 horas de operação. Porém, apesar deste aumento significativo a correlação entre J_n e R_m para esta etapa foi de -0,70, sendo que a correlação (r) entre esses parâmetros antes da limpeza (97 horas) foi de -0,77 e após de -0,79. Esses valores para r indicam que o aumento da resistência não foi o único fator a alterar o fluxo. A variação de pressão (incremento gradual) ao longo do período pode ter ocasionado este pequeno valor de r , mascarando o efeito das resistências.

As variações de fluxo observadas em determinados pontos do gráfico da Figura 36, como em 240 horas de operação, são resultados de operações de limpeza da membrana pela passagem do fluido do experimento em circuito fechado, ou seja, sem passar pelo reator. Neste momento a vazão operacional aplicada é acima daquela da operação normal o que causa um aumento da turbulência, removendo a camada de material sobre a superfície da membrana. Isto faz com que ocorre um aumento do fluxo de permeado, que é sinalizado no ponto citado da figura.

Relativamente ao comportamento do IMF, os gráficos apresentados nas Figuras 37 e 38 mostram o comportamento deste nesta fase de operação. Analisando o segundo gráfico da Figura 37, nota-se que para este período de operação o comportamento da variação de t/V_N foi relativamente linear, apresentando $R^2 = 0,972$.

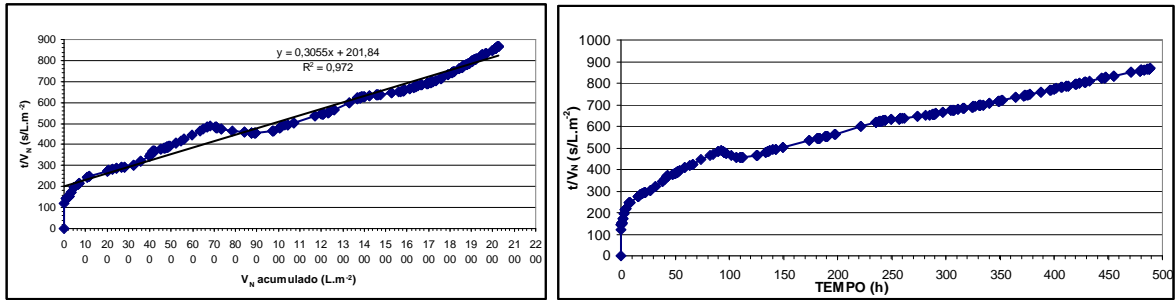


Figura 37. Comportamento de t/V_N em relação ao tempo de operação e ao volume acumulado.

O valor do IMF calculado para toda esta etapa é de $0,3055 \text{ s.L}^{-2}$ o que pode ser considerado um valor baixo. Porém, quando se analisa a taxa instantânea de IMF em relação ao tempo de operação e volume acumulado, verifica-se que o seu comportamento é aquele esperado, ou seja, decrescente ao longo do tempo.

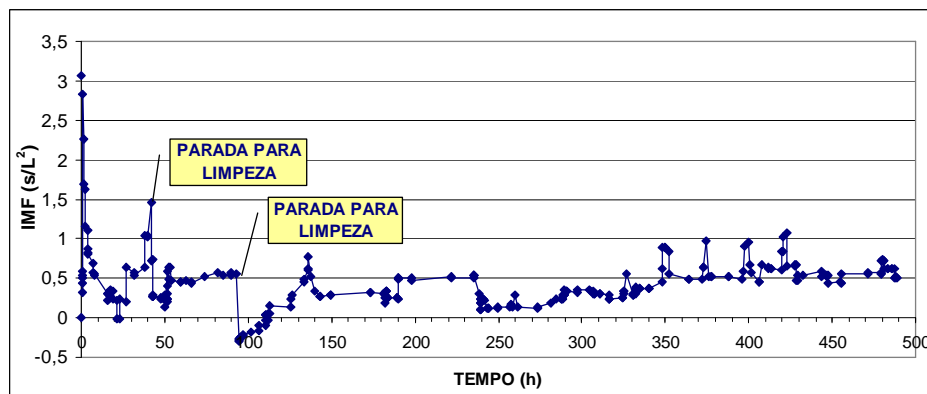


Figura 38. Comportamento do IMF ao longo do tempo.

Os resultados apresentados na Figura 38 têm o mesmo comportamento da primeira fase. Isso pode ser esperado visto que o efluente e a biomassa são os mesmos, inclusive com valores iniciais de IMF muito próximos, sendo $3,4 \text{ s.L}^{-2}$ para a primeira fase e $3,1 \text{ s.L}^{-2}$ para a primeira etapa da segunda fase. Já, ao longo da operação, após a formação da camada gel, os valores da primeira etapa da segunda fase são maiores do que aqueles observados na primeira fase. Tal comportamento pode ser creditado a um valor maior da pressão de operação.

4.4.1.3 Comportamento hidrodinâmico da membrana após a limpeza química.

Após a limpeza química realizada na membrana a operação desta ocorreu com uma pressão de 400 kPa e por um período de 600 horas.

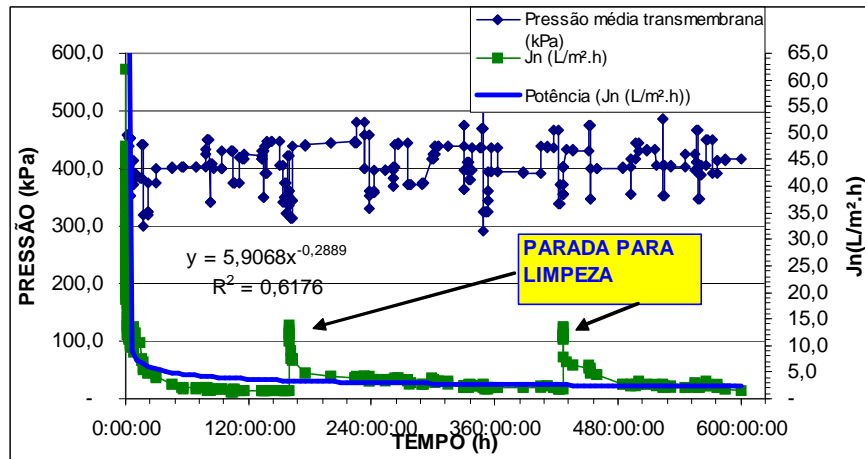


Figura 39. Comportamento hidrodinâmico da membrana após a limpeza química, segunda etapa da segunda fase.

A pressão do fluido sobre a membrana, segundo a Figura 39, manteve-se dentro da faixa de 300 a 500 kPa, sendo o valor médio $400,57 \pm 39,81$ kPa. O fluxo de permeado inicia em valor de $62,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$. Por duas vezes neste período operacional foi realizada uma lavagem com água, sendo a primeira após 160 horas e a segunda após 426 horas de operação. Conseqüência destas lavagens foi a remoção da camada de material sobre a superfície da membrana. Assim, mesmo com redução da pressão, o fluxo aumenta porque se reduz a resistência ao fluxo melhorando a passagem de permeado. A resistência da membrana na segunda fase também varia ao longo do tempo conforme a Figura 40.

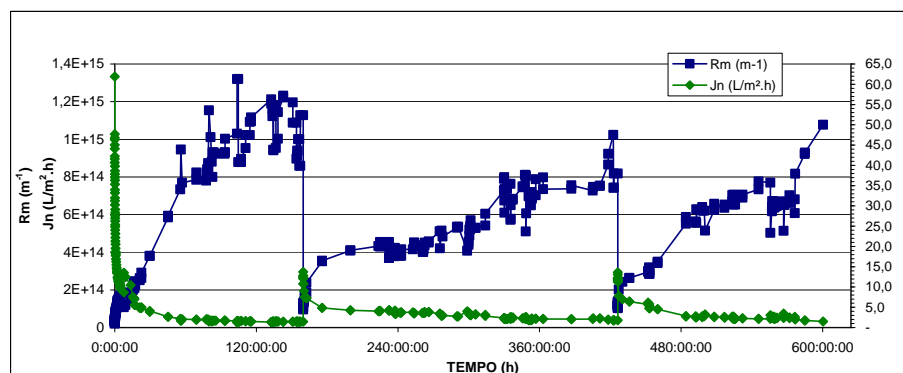


Figura 40. Resistência da membrana ao longo do tempo após a limpeza química – segunda etapa da segunda fase.

Este comportamento é apresentado na Figura 40. De modo similar a primeira fase, após a limpeza volta a ocorrer formação de camada sobre a superfície da membrana, reduzindo o fluxo e aumentando a resistência total. A resistência no início da operação após a limpeza química apresentou valor de $3,81 \times 10^{13} \text{ m}^{-1}$ aumentando para um máximo de $1,23 \times 10^{15} \text{ m}^{-1}$ imediatamente antes da limpeza com água. Isso representa um aumento de 31,28 vezes na

resistência ao fluxo de permeado. Já, após a primeira limpeza com água, a resistência diminuiu para $1,05 \times 10^{14} \text{ m}^{-1}$, representando uma redução de 91% nesta. O máximo valor que a resistência obteve após a primeira limpeza com água foi de $1,02 \times 10^{15} \text{ m}^{-1}$, representando um aumento de 9 vezes sobre o valor imediatamente após a limpeza.

Após a segunda limpeza com água, a resistência diminuiu para $1,23 \times 10^{14} \text{ m}^{-1}$ o que significa dizer que a redução foi de 87,9%, similar àquela obtida após a primeira limpeza com água. O valor máximo obtido nesta etapa foi de $1,077 \times 10^{15} \text{ m}^{-1}$ representando um aumento de 7,76 vezes. Os valores crescentes encontrados logo após as operações de limpeza indicam que a limpeza realizada com a água tem um efeito limitado e que a resistência residual sofre um incremento gradual, a qual será removida parcial ou totalmente através de uma limpeza química.

Cabe ressaltar a melhor eficiência da limpeza química do que a limpeza com água sobre o restabelecimento do fluxo de permeado.

Imediatamente após a limpeza química, o fluxo de permeado atingiu o valor de $62,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ enquanto que a limpeza com água permitiu uma recuperação do fluxo de permeado para $14 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$. Isso demonstra a melhor efetividade da limpeza química que, além de retirar o material depositado sobre a membrana, oxida e dissolve contaminantes não removidos por água, melhorando a desobstrução da membrana.

O comportamento do parâmetro t/V_N após a limpeza química é apresentado na Figura 41. Nota-se que há um incremento praticamente retilíneo antes da primeira limpeza com água, indicando um valor de IMF constante. Já, após as limpezas com água o valor de t/V_N tem um comportamento variável, iniciando com um decréscimo, atingindo um mínimo para voltar a aumentar.

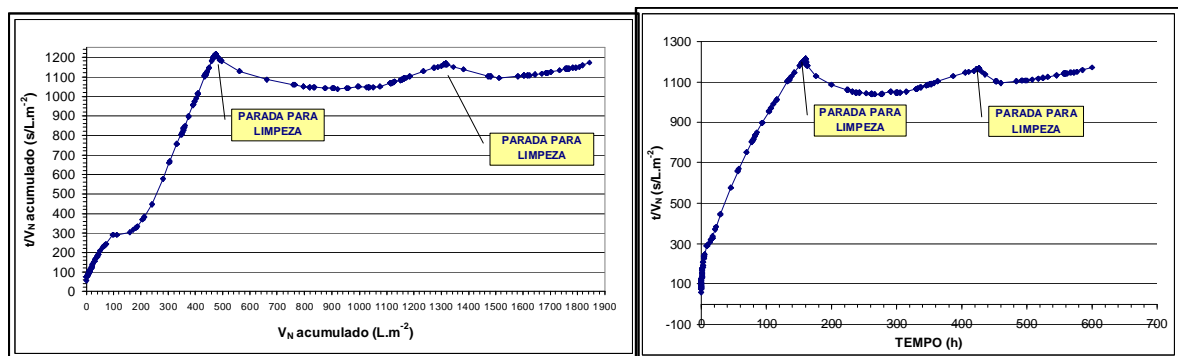


Figura 41. Comportamento de t/V_N após a limpeza química.

Esse comportamento pode ser creditado à remoção da camada gel pela ação de limpeza, o que diminuiria o valor de IMF, porém a redução deste não é tão significativa quanto àquela produzida pela limpeza química.

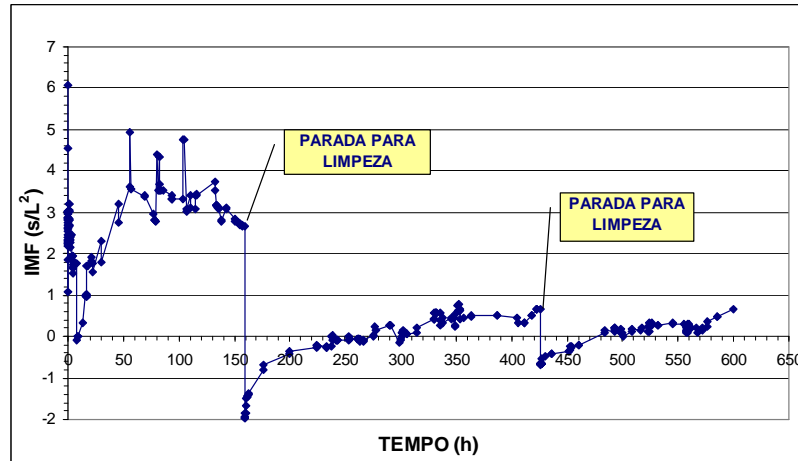


Figura 42. Comportamento do IMF ao longo do tempo.

A Figura 42 apresenta o comportamento do IMF ao longo do tempo. Nota-se uma queda súbita logo após a limpeza com água o que está de acordo com o comportamento verificado na Figura 41, relativamente à resistência. Isso pode ser creditado à influência da resistência devido ao “fouling” no somatório das resistências. Os gráficos das Figuras 43, 44 e 45 apresentam o comportamento do parâmetro t/V_N em relação à V_N . Foram considerados os valores de incremento de t/V_N , para que fosse possível avaliar os valores de IMF no período de aumento da resistência ao fluxo. Verifica-se que para as três etapas consideradas os valores de IMF são decrescentes sendo estes $2,378 \text{ s.L}^{-2}$, $0,4528 \text{ s.L}^{-2}$ e $0,2268 \text{ s.L}^{-2}$.

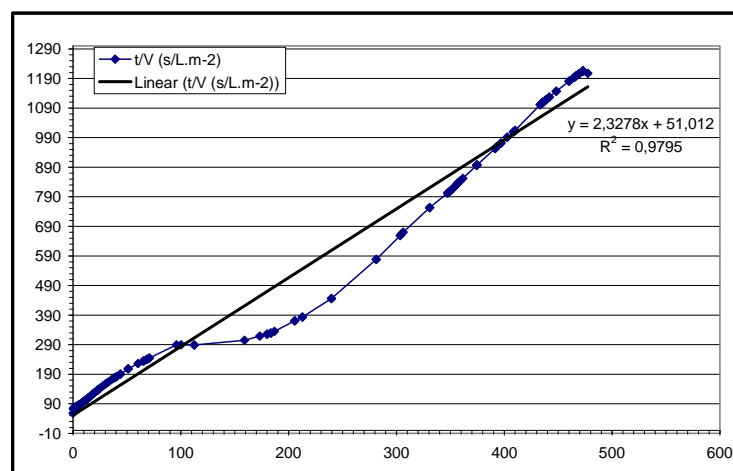


Figura 43. Comportamento do IMF na primeira etapa após a limpeza química.

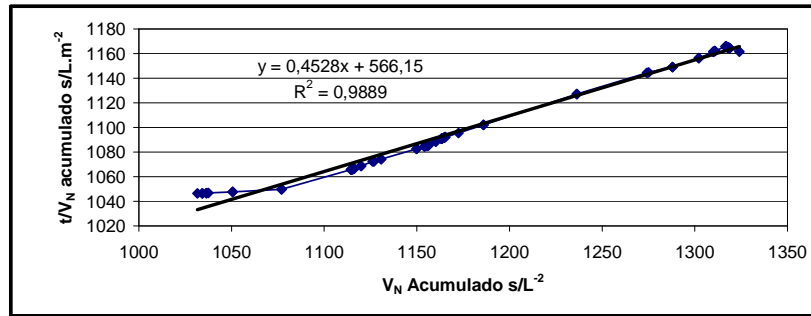


Figura 44. Comportamento de t/V_N em relação à V_N .

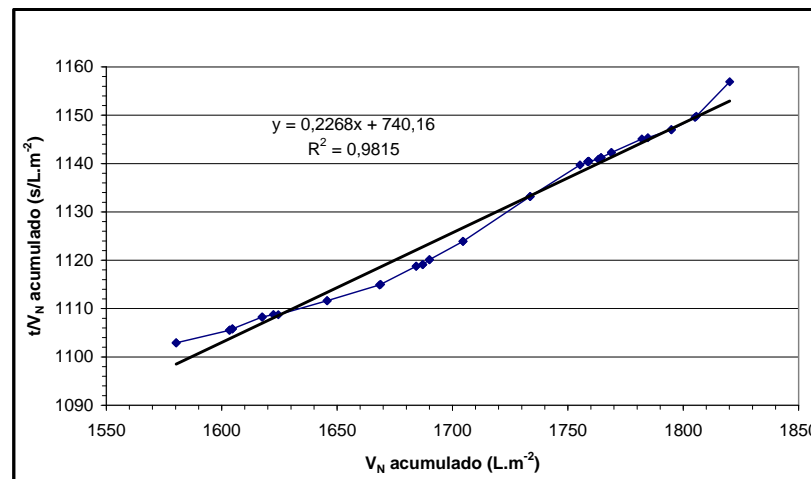


Figura 45. Comportamento do IMF na última etapa após a limpeza química.

O comportamento decrescente do Índice Modificado de “Fouling” indica que a resistência devido ao “fouling” não possui um incremento constante devido às ações de limpeza e ao limite de espessura alcançada pela camada gel. Então, o incremento do IMF passa a ser realizado pela interação química entre compostos e a membrana cuja afinidade é fraca e dependente do tempo.

4.4.2 Avaliação física da membrana

Além da deposição de material sobre a membrana, composto do biofilme que circula pelo meio e das moléculas e íons maiores do que os poros da superfície, são visíveis outros efeitos ocorridos sobre a superfície.

Estes foram causados pela abrasão devida a estruturas densas, provavelmente areia do meio suporte arrastada para fora do reator, que ocasionou danos severos à superfície da membrana.

A operação de um leito fluidizado sempre gera desgaste do meio suporte por efeito do atrito entre as partículas devido ao movimento intenso existente dentro do leito. Este desgaste

ocasiona o surgimento de partículas mais leves que são arrastadas para fora do leito for efeito da velocidade ascensional.

As partículas arrastadas foram introduzidas no módulo de membranas por efeito da bomba de alimentação, causando os danos verificados sobre a superfície das membranas.

Após o encerramento do experimento, foi retirada a membrana do interior do módulo e partes representativas da mesma foram submetidas à avaliação através de Microscopia Eletrônica de Varredura. Os resultados estão apresentados nas Figuras 46, 47 e 48.

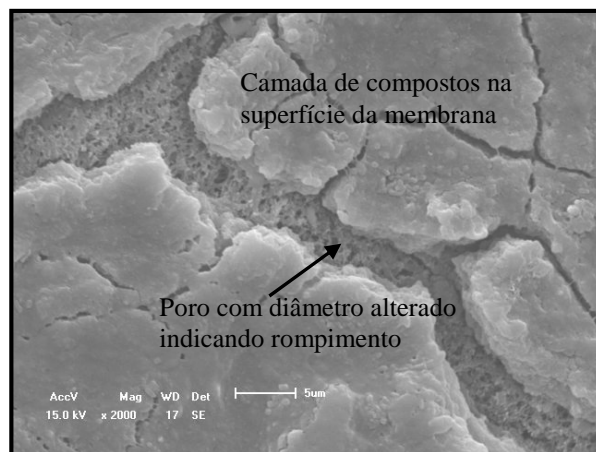


Figura 46. Imagem da superfície da membrana. Aumento de 2.000 X.

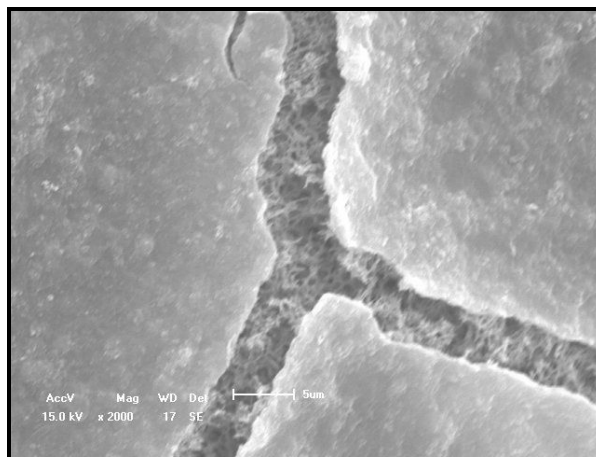


Figura 47. Imagem da superfície da membrana danificada. Aumento de 2.000 X.

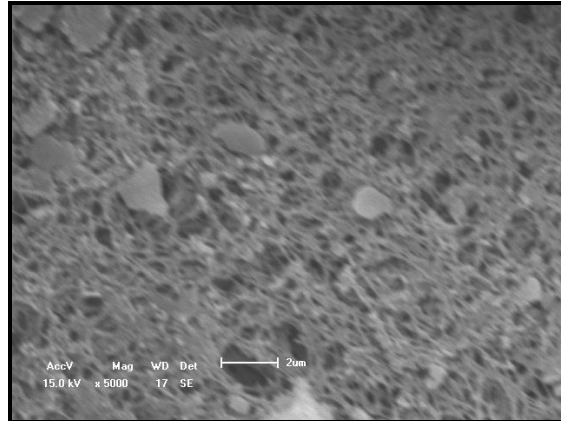


Figura 48. Imagem da superfície da membrana danificada. Aumento de 2.000 X.

As Figuras 46 e 47 apresentam estruturas sobre a superfície das membranas que são constituídas do lodo anaeróbio gerado no interior do reator que passa pelo sistema de membranas por efeito da bomba de recirculação instalada no experimento. As estruturas são compostas de camadas superpostas, notadamente visíveis na Figura 47.

Os “canais” que interrompem a estrutura permitem a visualização da superfície da membrana. Os “canais” se formaram por descolamento da camada de material sobre a superfície da membrana, devido a forças abrasivas geradas pelo material particulado existente no leito fluidificado do reator, que foi arrastado pelo fluido e depositado no tanque pulmão da bomba de reciclo. Este depósito pulmão possuía fundo cônico onde estava localizada a tomada de alimentação da bomba de reciclo. Como não foi implantado sistema para separação de material particulado, ocorreu passagem do mesmo para o interior do módulo de membranas, causando o dano verificado nas Figuras 47 e 48.

A Figura 48 evidencia este fato, apresentando um orifício na superfície da membrana causado por choque de material sobre a mesma.

5 Conclusões

O processo objeto deste estudo foi a utilização de reator anaeróbio de leito fluidificado associado ao uso de membranas de microfiltração para tratamento de lixiviado de aterro sanitário.

Os resultados obtidos no experimento foram considerados satisfatórios do ponto de vista da hidrodinâmica dos sistemas avaliados, comprovando a viabilidade da união destes sistemas para fins de tratamento de efluentes. Ainda, foi comprovada a possibilidade da utilização da energia contida na vazão de rejeito da unidade de microfiltração para a fluidificação do meio suporte de reator.

O meio suporte escolhido – areia de rio - apresentou baixa adesão de microorganismos na superfície, sendo notado que ocorria no interior do reator a formação de uma biomassa suspensa acima do meio suporte. Isto pode ser devido ao excesso de força de cisalhamento entre as partículas. Outra possível razão pode ser a toxicidade do lixiviado, porém este efeito não foi avaliado.

O meio suporte, ainda que de baixo custo, obtenção abundante e fácil caracterização, não apresentou resistência mecânica adequada, ocorrendo rompimento sob efeito dos choques entre as mesmas no interior do reator.

As equações utilizadas para o cálculo da velocidade ascensional de Leva (apud [51]) apresentou resultados com diferença de 63% daquela calculada quando se usa a área da seção do reator. A falta de dados mais precisos sobre o liquor e a própria limitação dos modelos utilizados não permitiu a obtenção de resultados mais próximos.

O comportamento hidrodinâmico das membranas foi coerente com os dados obtidos da literatura que indicam uma rápida redução do fluxo de permeado no início da operação, uma fase intermediária de declínio mais lento e uma fase final de estabilização do fluxo.

Ainda, foi observado que aumentos gradativos de pressão não resultaram em correspondentes aumentos consistentes de fluxo.

A resistência sobre a membrana não apresentou boa correlação com o fluxo de permeado, indicando que existem outros fatores inerentes ao processo que influenciam na resistência da membrana e no fluxo através da mesma.

Os processos de limpeza efetuados no módulo de membranas apresentaram os resultados esperados, sendo mais efetivo o ciclo de limpeza cloro-soda, seguido do processo de lavagem com água e da etapa de recirculação de efluente em regime fechado.

Para todos os processos de limpeza o retorno do sistema à operação normal não restabeleceu o fluxo anterior, comprovando que as membranas sofrem obstruções permanentes que não são removidas pelos processos de limpeza.

A limpeza com água, não obstante apresentar um resultado de recuperação da membrana menos efetivo do que a limpeza química é um método rápido, econômico e seguro de remover o material depositado sobre a superfície da membrana, restabelecendo um melhor fluxo de permeado. Esta estratégia é adequada para limpezas entre curtos períodos de tempo de operação em sistemas de membranas.

A superfície das membranas sofreu danos físicos irreversíveis causados pela abrasão de partículas sólidas presentes no efluente que recirculava pelo sistema.

6 Sugestões de Continuidade

Para futuras pesquisas, sugerimos que sejam focados os seguintes aspectos:

- a) proteção ao sistema de membranas para reatores que utilizem leito fluidificado quanto ao arraste de sólidos que possam danificar irreversivelmente as mesmas;
- b) relação entre a adesão e espessura de biofilme sobre as partículas do meio suporte e a velocidade ascensional do fluido;
- c) avaliação da relação entre porosidade do material que compõe o meio suporte a e espessura e tipologia do biofilme formado sobre o mesmo;
- d) estudo de outros meios suportes para leitos fluidizados;
- e) avaliação do uso de membranas em reator anaeróbio de leito fluidificado de fluxo descendente.
- f) operar o RALF sem membrana até a adesão/formação do biofilme sobre o meio suporte.
- g) realizar o experimento com tempo de operação mais longo.

7 Bibliografia

- [1] YANG, W., "State-of-the-art of membrane bioreactors: Worldwide research and commercial applications in North America.," *Journal of Membrane Science*, vol. 270, pp. 201-211, 2006.
- [2] QASIM, S. R., CHIANG, W., *Sanitary landfill leachate: generation, control and treatment*. . Lancaster: Technomic, 1994.
- [3] TCHOBANOGLIOUS, G., THEISEN, H., ELIASSEN, R., *Solid wastes engineering principles and management issues*. New York: McGraw-Hill, 1977.
- [4] RITA, F., "*Desempenho de um reator UASB em escala piloto para o tratamento anaeróbio de líquidos percolados de resíduos sólidos urbanos.*," 2002, p, - Centro Tecnológico da Universidade Federal de Santa Catarina Florianópolis, 2002.
- [5] GULSEN, H. A. T., M., "Anaerobic treatability of sanitary landfill leachate in a fluidized bed reactor.," *Turkish J. Eng. Env. Sci.*, vol. 28, pp. 297-305, 2004.
- [6] BAKER, R. W., *Membrane technology and applications*. vol. Único: John Wiley & Sons, Ltd, 2004.
- [7] AHN, W., Y., KANG, M., S., YIM, S., K., CHOI, K., H., "Advanced landfill leachate treatment using an integrated membrane process.," *Desalination*, vol. 149, pp. 109-114, 2002.
- [8] ROBINSON, A. H., "Landfill leachate treatment," *Membrane Technology*, 2005.
- [9] LAITINEN, N., LUONSI, A., VILEN, J., "Landfill leachate treatment with sequencing batch reactor and membrane bioreactor.," *Desalination*, vol. 191, pp. 86-91, 2006.
- [10] BODZEK, M., LOBOS-MOYSA, E., ZAMOROWSKA, M., "Removal of organic compounds from municipal landfill leachate in a membrane bioreactor.," *Desalination*, vol. 198, pp. 19-23, 2006.
- [11] DACANAL, M., "*Tratamento de lixiviado através de filtro anaeróbio associado a membrana de microfiltração.*," 2006, p, - UCS, Caxias do Sul, 2006.
- [12] HAMADA, J., *Remediação de áreas degradadas por resíduos: "sistemas de tratamento de chorume"*. Caxias do Sul: Universidade de Caxias do Sul.
- [13] METCALF, E., *Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse.*, 3^a ed. New York, 1991.

- [14] AIVASIDIS, A., DIAMANTIS, V. I., "Biochemical reaction engineering and process development in anaerobic wastewater treatment.," *Advanced Biochemical Engineering/Biotechnology* vol. 92, pp. 49-76, 2005.
- [15] GERARDI, M., H., *The Microbiology of Anaerobic Digesters*. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc, 2003.
- [16] BATSTONE, D. J., PICIOREANU, C., VAN OSDRECHT, M. C. M. , "Multidimensional modeling to investigate interspecies hydrogen transfer in anaerobic films.," *Water Research*, vol. 40, pp. 3099-3108, 2006.
- [17] DOELLE, H. W., *Bacterial metabolism.*, 2° ed. vol. 1. New York: Academic Press, Inc, 1975.
- [18] GRAVILESCU, M., "Engineering concerns and new developments in anaerobic waste-water treatment.," *Clean Techn Environ Policy*, vol. 3, pp. 346-362, 2002.
- [19] CHERNICARO, C. A. L., *Reatores anaeróbios*. vol. 5. Belo Horizonte: DESA-UFMG, 1997.
- [20] COLLINS, A. G., THEIS, T. L., KILAMBI, S., HE, L., PAVLOSTATHIS, S. G., "Anaerobic treatment of low-strength domestic wastewater using an anaerobic expanded bed reactor.," *Journal of Enviromental Engineering*, pp. 652-659, 1998 1998.
- [21] DRIESSE, W., YSPEERT, P., YSPEERT, Y., VEREIJKEN, T., "Compact combined anaerobic and aerobic process for the treatment of industrial effluent.," in *Colombia-Canada: Solutions to Enviromental Problems in Latin America* Colombia, 2000.
- [22] MULLIGAN, C. N., GIBBS, B. F., "Innovative biological treatment processes for wastewater in Canada.," *Water Quality Research Journal of Canada*, vol. 38, pp. 243-265, 2003.
- [23] VICH, D. V., "Atividade metanogênica e comunidade microbiana envolvidas na degradação de metilamina.," 2006, 91 p, - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.
- [24] ARAUJO, J. C., CAMPOS, J. R., VAZZOLER, R. F., "Methanogenic biofilm: structure and microbial population activity in an anaerobic fluidized bed reactor treating synthetic wastewater.," *Biofilm Journal*, vol. 3, pp. 1-14, 1998.
- [25] ISIK, M., SPONZA, D. T., "Substrate removal kinetics in a upflow anaereobic sludge blanket reactor decolorising simulated textile wastewater.," *Process Biochemistry*, vol. 40, pp. 1189-1198, 2005.
- [26] STEYER, J. P., BOUVIER, J. C., CONTE, T., GRAS, P., SOUSBIE, P., "Evaluation of a four year experience with a fully instrumented anaerobic digestion process.," *Water Science and Technology*, vol. 45, pp. 495-502, 2002.

- [27] SOTEMANN, S. W., RENSBURG, P. V. V., RISTOW, N. E., WENTZEL, M. C., LOEWENTHAL, R. E., EKAMA, G. A., "Integrated chemical-physical and biological processes modelling part 2 - anaerobic digestion of sewage sludges.," *Water SA*, vol. 31, pp. 454-568, 2005.
- [28] JORDÃO, E. P., ÁVILA, R. O. D., JÚNIOR, I. V., AZEVEDO, J. P. S., "Desempenho de filtros anaeróbios segundo diferentes meios suportes e alturas de percolação.," in *23 Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Campo Grande - MS, 2005.
- [29] OMIL, F., GARRIDO, J. M., ARROJO, B., MÉNDEZ, R., "Anaerobic filter reactor performance for the treatment of complex dairy wastewater at industrial scale.," *Water Research*, vol. 37, pp. 4099-4108, 2003.
- [30] SANTOS, H. R. D., "*Aplicação de coagulantes no alfuente de reator anaeróbio de leite expandido alimentado com esgoto sanitário.*," 2001, 166 p, - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2001.
- [31] PEREIRA, J. A. R., CAMPOS, J. R., MENDONÇA, N. M., , "Verificação da expansão/fluidificação de partículas de carvão ativado em colunas de fluidificação.," in *19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*.
- [32] SARAVANANE, R., MURTHY, D.V.S., KRISHNAIAH, K., "Assessment of toxicity and anaerobic degradation of anti-osmotic drug based pharmaceutical effluent in an upflow anaerobic fluidized bed system.," *Global Nest: the Int. J.* , vol. 2, pp. 149-158, 2000.
- [33] HICKEY, R., F., "Mineralization of TNT, RDX and by-products in an anaerobic granular activated carbon-fluidized bed reactor. ," Environmental Security Technology Certification Program - Department of Defense, 2003, p. 42.
- [34] WEBER, M. I., "*Avaliação da eficiência de um reator de leito fluidizado para o tratamento de resíduos líquidos de uma indústria de refrigerantes.*," 2006, 184 p, - Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2006.
- [35] JINESCU, G., WOINAROSCHY, A., VASILESCU, P., MINCU, A., "Dynamic model for the adsorption in a multibed three-phase fluidization column applied to wastewater biological treatment.," *Eng. Life Sci.*, vol. 2, pp. 1-5, 2002.
- [36] WANG, L., FOELLER, J. R., JR, R. L.S., "Sand media type and charge effects on TCE cometabolism in a fluidized-bed bioreactor.," in *Conference on Hazardous Waste Research*, 1999, pp. 167-185.
- [37] ARNAIZ, C., ELMALEH, S., LEBRATO, J., MOLETTA, R., "Start up of an anaerobic inverse turbulent bed reactor fed with wine distillery wastewater using pre-colonised bioparticles.," *Water Science and Technology*, vol. 51, pp. 153-158, 2005.
- [38] ROSA, H. R. D., MONTEGGIA, L. O., "Comportamento de reator anaeróbio de leito fluidizado inverso submetido a crescentes cargas orgânicas," in *VI Simpósio Ítalo Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Vitória - ES, 2002.

- [39] SEN, S., DEMIRER, G., N., "Anaerobic treatment of real textile wastewater with a fluidized bed reactor.," *Water Research*, vol. 37, pp. 1868-1878, 2003.
- [40] JÖRDENING, H. J., WINTER, J., *Environmental biotechnology - concepts and applications*. vol. 1: Wiley-VCH, 2005.
- [41] SHROUT, J. D., "The effects of limited aeration on expanded bed biological wastewater treatment.," 1998, 72 p, - Marquette University, Milwaukee, 1998.
- [42] MUSSATI, M., "Characteristics of a methanogenic biofilm on sand particles in a fluidized bed reactor.," *Latin American Applied Research*, vol. 35, pp. 265-272, 2005.
- [43] GARCÍA-ENCINA, P. A., "Long term evolution of an anaerobic fluidized bed reactor treating trichlorophenol.," in *10th World Congress on Anaerobic Digestion*, 2004, pp. 779-784.
- [44] ALVES, M. M., MOTA, M., NOVAIS, J. M., "Estudo comparativo de suportes para reatores anaeróbios de leito fluidizado.," Universidade do Minho, Braga 2001.
- [45] SARAVANAN, V., SREEKRISHNAN, T. R., "Modelling anaerobic biofilm reactor - A review.," *Journal of Environmental Management*, vol. 81, pp. 1-18, 2006.
- [46] YANG, Y., TADA, C., SHOHIDULLAH, M., TSUKAHARA, K., YAGISHITA, T., SAWAYAMA, S., "Influence of bed materials on methanogenic characteristics and immobilized microbes in anaerobic digester," *Materials Science and Engineering*, vol. C 24, pp. 413-419, 2004.
- [47] HARTOG, N., GRIFFIOEN, J., KLEINGELD, P.J., , "Fluidized-bed reactors to study physico-chemical kinetics in heterogeneous soils and sediments," 2003, 176 p, - Utrecht University, 2003.
- [48] WINTER, J., "Environmental Processes I - Wastewater Treatment," in *Second Edition of Biotechnology*. vol. 11a, REHM, H. J., PÜHLER, A., REED, G., STADLER, P. J. W., Ed.: WILEY-VCH, 2000.
- [49] BROUCKAERT, B. M., "Hydrodynamic detachment of deposited particles in fluidized bed filter backwashing.," 2004, p, - Georgia Institute of Technology, 2004.
- [50] PEREIRA, J. A. R., CAMPOS, J. R., MENDONÇA, N. M., NICIURA, C. L., , "Avaliação da perda de carga em um reator anaeróbio de leito expandido, em escala real, utilizado no tratamento de esgoto sanitário.," in *XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Porto Alegre, 2000.
- [51] GOMIDE, R., *Operações unitárias - operações com sistemas sólidos granulares* vol. 1º. São Paulo: Edição do Autor, 1983.
- [52] WENTEN, I. G., "Recent development in membrane science and its industrial applications," *Songklanakarinn Journal Sci. Technol.* , vol. 24, pp. 1009-1024, 2003.

- [53] CHERYAN, M., *Ultrafiltration and microfiltration handbook.*, Second Edition ed. Lancaster: Technomic Publishing Company, Inc., 1998.
- [54] BEAL, L. L., "Tratamento anaeróbio de efluente de curtume de acabamento associado à membranas de micro e ultrafiltração.," 2004, 313 p, - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2004.
- [55] WAGNER, J., *Membrane filtration handbook practical tips and hints:* Osmonics, 2001.
- [56] NOBLE, R. D., STERN, S. A., *Membrane separations technology - principles and applications* vol. 1. Amsterdam: Elsevier, 1999.
- [57] SONG, L., "Flux decline in crossflow microfiltration and ultrafiltration: mechanisms and modeling of membrane fouling.," *Journal of Membrane Science*, vol. 139, pp. 183-200, 1998.
- [58] JOHNSON, G., CULKIN, B., MONROE, M., "Kinetics of mineral scale membrane fouling," in *A comparison of conventional crossflow membranes and vsep, a vibratory membrane sistem* Emeryville, CA: New Logic Research, 2003.
- [59] LE-CLECH, P., CHEN, V., FANE, T. A. G., "Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment," *Journal of Membrane Science*, vol. 284, pp. 17-53, 2006.
- [60] BOERLAGE, S. F. G., KENNEDY, M. D., DICKSON, M. R., EL-HODALI, D. E. Y., SCHIPPERS, J. C., "The modified fouling index using ultrafiltration membranes (MFI-UF): characterisation, filtration mechanisms and proposed reference membranes," *Journal of Membrane Science*, vol. 197, pp. 1-21, 2002.
- [61] LIM, A. L., BAI, R., "Membrane fouling and cleaning in microfiltration of activated sludge wastewater," *Journal of Membrane Science*, vol. 216, pp. 279-290, 2003.
- [62] MELIN, T., "Membrane bioreactor technology for wastewater treatment and reuse.," *Desalination*, vol. 187, pp. 271-282, 2006.
- [63] TRI, P. T., "Oily wastewater treatment by membrane bioreactor process coupled with biological activated carbon process.," 2002, 110 p, - Asian Institute of Technology, 2002.
- [64] HE, Y., XU, P., LI, C., ZHANG, B., "High-concentration food wastewater treatment by an anaerobic membrane reactor.," *Water Research*, vol. 39, pp. 4110-4118, 2005.
- [65] HOWELL, J. A., "Future of membranes and membrane reactors in green technologies and for water reuse.," *Desalination*, vol. 162, pp. 1-11, 2004.
- [66] OGNIER, S., WISNIEWSKI, C., GRASMICK, A., "Characterisation and modeling of fouling in membrane bioreactors," *Desalination*, vol. 146, pp. 141-147, 2002.
- [67] YEO, Y., JANG, N., CHO, J., KIM, K. S., KIM, I. S., "Identification of the effect of extracellular polymeric substances on bacterial adhesion to the membrane surface in a

- membrane bioreactor using *Pseudomonas fluorescens*," *Water Science & Technology*, vol. 55, pp. 35-42, 2007.
- [68] PADMASIRI, S. I., ZHANG, J., FITCH, M., NORDDAHL, B., MORGENROTH, E., RASKIN, L., "Methanogenic population dynamics and performance of an anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) treating swine manure under high shear conditions," *Water Research*, vol. 41, pp. 134-144, 2007.
- [69] POLLICE, A., SATURNO, D., GIORDANO, C., LAERA, G., "Long term effects of complete sludge retention in a membrane bioreactor for municipal wastewater treatment," *Desalination*, vol. 199, pp. 325-327, 2006.
- [70] AL-MALACK, M. H., "Determination of biokinetic coefficients of an immersed membrane bioreactor," *Journal of Membrane Science*, vol. 271, pp. 47-58, 2006.
- [71] PSOCH, C., SCHIEWER, S., "Dimensionless number for the analysis of air sparging aimed to reduce fouling in tubular membranes of a membrane bioreactor," *Desalination*, vol. 197, pp. 9-22, 2006.
- [72] YU, K., WEN, X., BU, Q., XIA, H., "Critical flux enhancements with air sparging in axial hollow fibers cross-flow microfiltration of biologically treated wastewater," *Journal of Membrane Science*, vol. 224, pp. 69-79, 2003.
- [73] YAMATO, N., KIMURA, K., MIYOSHI, T., WATANABE, Y., "Difference in membrane fouling in membrane bioreactors (MBRs) caused by membrane polymer materials," *Journal of Membrane Science*, vol. 280, pp. 911-919, 2006.