

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL

“Avaliação da remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada de águas residuárias utilizando biorreator de membranas”

LUIZ FERNANDO BEZERRA

Orientador: Prof. Dr. Tsunao Matsumoto

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia - UNESP – Campus de Ilha Solteira, para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil.

Área de Conhecimento: Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais.

Ilha Solteira – SP
março/2010

FICHA CATALOGRÁFICA

Elaborada pela Seção Técnica de Aquisição e Tratamento da Informação
Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação da UNESP – Ilha Solteira.

B574a

Bezerra, Luiz Fernando.

Avaliação da remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada de águas residuárias utilizando biorreator de membranas / Luiz Fernando Bezerra. -- Ilha Solteira : [s.n.], 2010.

127 f. : il.

Dissertação (mestrado) – Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira. Área de conhecimento: Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais, 2010

Orientador: Tsunao Matsumoto

Bibliografia: p. 119-123

1. Biorreator de membranas (MBR). 2. Ultrafiltração. 3. Fluxo crítico. 4. Águas residuais – Purificação – Remoção de nitrogênio.

CERTIFICADO DE APROVAÇÃO

TÍTULO: AVALIAÇÃO DA REMOÇÃO DA MATÉRIA ORGÂNICA CARBONÁCEA E NITROGENADA DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS UTILIZANDO BIORREATOR DE MEMBRANAS

AUTOR: LUIZ FERNANDO BEZERRA

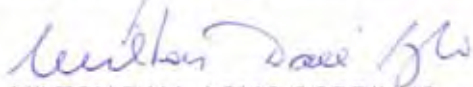
ORIENTADOR: Prof. Dr. TSUNAO MATSUMOTO

Aprovado como parte das exigências para obtenção do Título de MESTRE em ENGENHARIA CIVIL, Área: RECURSOS HIDRICOS E TECNOLOGIAS AMBIENTAIS, pela Comissão Examinadora:



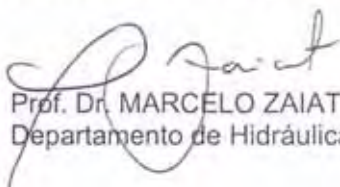
Prof. Dr. TSUNAO MATSUMOTO

Departamento de Engenharia Civil / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira



Prof. Dr. MILTON DALL AGLIO SOBRINHO

Departamento de Engenharia Civil / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira



Prof. Dr. MARCELO ZAIAT

Departamento de Hidráulica e Saneamento / Escola de Engenharia de São Carlos - USP

Data da realização: 19 de março de 2010.

DEDICATÓRIA

*Para meus amados filhos Davi e Ester,
Para minha sempre amada e única, Danili.*

AGRADECIMENTOS

A Deus pela contínua força de vida, pela inspiração, pela sabedoria do alto que me guia e me direciona por um caminho plano.

A meus filhos, Davi e Ester (que está chegando) pelas alegrias que dão e me fazem esquecer os problemas da rotina diária.

À minha amada esposa Danili, por tantas renúncias durante o Mestrado e pelo contínuo amor e compreensão me incentivando sempre a seguir em frente.

Aos meus pais José Carlos e Ivonete por tantos investimentos e por me atirarem como uma flecha rumo ao alvo. Pai e Mãe: valeu a pena!

A vó Lourdes pelas constantes orações que me sustentam até hoje.

Ao orientador Prof^o Dr. Tsunao Matsumoto pela amizade, pelo apoio e pela fundamental ajuda na gestão dos meus prazos.

Aos amigos mais chegados que irmãos Fernando e Renato por me cederem a hospedagem por tantos meses. Em especial à Tânia e Gregory, amigos queridos que me motivam a aprender sempre mais.

Aos colegas de Mestrado: Iván Sanchez e Thassya Geórgia pelas parcerias nos trabalhos e na pesquisa bibliográfica.

Aos amigos da Ajinomoto VP que me apoiaram de diversas maneiras: Fabiano Melo, Giovane Calanzans, Erik Souza, Fernando Frare e à equipe do BDN VP (Rodrigo, Tomaz, Vinicius e Willians) pelo suporte na operação e análises. Em especial aos amigos Amanda Cavalhero e Moacir Messias pela participação indispensável durante a pesquisa.

Aos amigos da Fluid Brasil que apostaram nas minhas idéias, não só com o piloto de MBR, mas em todos os nossos desenvolvimentos no tratamento de efluentes.

“E junto ao rio, à sua margem, de um e de outro lado, nascerá toda a sorte de árvore que dá fruto para se comer; não cairá a sua folha, nem acabará o seu fruto; nos seus meses produzirá novos frutos, porque as suas águas saem do santuário; e o seu fruto servirá de comida e a sua folha de remédio” Ez 47:12.

RESUMO

As atividades industriais, principalmente as indústrias químicas e alimentícias que se utilizam dos processos fermentativos, geram efluentes com altas concentrações de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada. Estas necessitam de sistemas complexos para o tratamento de suas águas residuárias, pois a emissão excessiva de nutrientes no corpo d'água pode resultar na ocorrência da eutrofização que interfere nos usos desejáveis do recurso hídrico e altera o equilíbrio ambiental. Neste sentido, o presente avaliou a remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada, bem como a determinação do fluxo crítico, em biorreator de membranas (MBR) tratando águas residuárias industriais do processo de produção de aminoácidos. Pelos resultados obtidos, constatou-se a viabilidade técnica no uso do MBR para o tratamento dessas águas residuárias contendo 2505 mg DQO/L de material carbonáceo e 277 mg NTK/L de material nitrogenado. O biorreator foi operado com carga orgânica volumétrica de $1,91 \pm 0,13$ kg DQO/m³ dia e carga nitrogenada volumétrica de $0,18 \pm 0,02$ kg NTK/m³ dia, com recirculação interna de 4 vezes a vazão afluente. O efluente tratado apresentou concentrações médias de 59 ± 27 mg DQO/L, $0,60 \pm 0,24$ mg N-NH₄⁺/L e $20,5 \pm 11,9$ mg N-total/L, com eficiências médias de remoção de DQO, NTK e NT de 97,5%, 98,6% e 92,1%, respectivamente. O sistema de ultrafiltração foi testado em vários fluxos entre 25 e 37 LMH e determinou-se o fluxo crítico de 28 LMH para o sistema operando com 11,4 g/L de SST.

Palavras-chave: Biorreator de Membranas (MBR). Ultrafiltração. Fluxo Crítico. Remoção de Nitrogênio.

ABSTRACT

Industrial activities, especially the chemical and food industries, that use fermentation processes, generate effluents with high concentrations of carbonaceous organic matter and nitrogen. These require complex systems to treat its wastewater, since the emission of excessive nutrients in the water body can result in the occurrence of eutrophication, which interferes with the desirable uses of water resource and changes the environmental balance. In this sense, this paper evaluated the carbonaceous organic matter and nitrogen removal as well as the determination of critical flux in membrane bioreactor (MBR) treating industrial wastewater from amino acids production. By the obtained results, it found the technical feasibility of MBR for the wastewater treatment containing 2505 mg COD / L of organic material and 277 mg TKN / L of nitrogen material. The bioreactor was operated with organic loading rate of 1.91 ± 0.13 kg COD / m³ day and nitrogen volumetric load of 0.18 ± 0.02 kg TKN / m day, with internal recirculation of 4 times. The treated effluent showed concentrations of 59 ± 27 mg COD / L, 0.60 ± 0.24 mg N-NH₄⁺ / L and 20.5 ± 11.9 mg total N / L, with average removal efficiencies of COD , TKN and TN of 97.5%, 98.6% and 92.1%, respectively. The ultrafiltration system was tested at various flow rates between 25 and 37 LMH, to determine the critical flux of 28 LMH with the system operating at 11.4 g / L of TSS

Keywords: Membrane Bioreactor (MBR). Ultrafiltration. Critical Flux. Nitrogen Removal.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 3.1	Fluxograma de um processo de lodos ativados clássico	23
Figura 3.2	Comparação de correlações obtidas entre o fator α e a concentração de sólidos suspensos (MLSS)	29
Figura 3.3	Sistemas combinados anóxico aeróbios de lodos ativados para remoção de material nitrogenado	32
Figura 3.4	Transformações do nitrogênio em sistemas de tratamento convencional	33
Figura 3.5	Visão geral dos processos de separação por membranas	40
Figura 3.6	Esquema de um processo de separação por membranas e suas correntes	41
Figura 3.7	Representação esquemática da seção transversal dos diferentes tipos de morfologia de membranas sintéticas	43
Figura 3.8	(A) Modo de Filtração Axial e (B) Tangencial	50
Figura 3.9	Métodos de limpeza de membranas	51
Figura 3.10	Regimes de fluxos ar-líquido em canais cilíndricos	53
Figura 3.11	Fluxograma esquemático do MBR externo (A) e submerso (B)	55
Figura 3.12	Formas de fluxo crítico segundo definição de Field et al. (1995)	60
Figura 5.1	Fluxograma esquemático do protótipo piloto – MBR Air-Lift	66
Figura 5.2	Vista lateral do protótipo piloto de MBR	69
Figura 5.3	Vista frontal do protótipo piloto de MBR	69
Figura 5.4	Vista superior do reator aeróbio e detalhe do sistema de ultrafiltração	70
Figura 5.5	Vista lateral do módulo de ultrafiltração	72
Figura 5.6	Vista superior do módulo de ultrafiltração – detalhe para as fibras tubulares	73

Figura 6.1	Ciclos típicos de filtração e retrolavagem para ultrafiltração tangencial	87
Figura 6.2	Evolução da pressão transmembrana após vários ciclos de filtração	88
Figura 6.3	Perfil da TMP no tempo - Fluxo médio de 26 LMH	89
Figura 6.4	Taxa de variação da TMP no tempo - Fluxo médio de 53 LMH	90
Figura 6.5	Aspecto do afluente bruto (à esquerda) e efluente tratado (à direita)	92
Figura 6.6	Eficiência de remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada	95
Figura 6.7	DQO no afluente bruto e no efluente tratado do protótipo MBR ao longo do tempo de operação	96
Figura 6.8	NTK no afluente bruto e no efluente tratado do protótipo MBR ao longo do período de operação	97
Figura 6.9	N-NH ₄ ⁺ no afluente bruto e no efluente tratado do protótipo MBR ao longo do período de operação	97
Figura 6.10	NT no afluente bruto e no efluente tratado do protótipo MBR ao longo do período de operação	98
Figura 6.11	Cargas volumétricas (COV e CVN) ao longo do período de operação	99
Figura 6.12	Relação F/M e N/M ao longo do período de operação	99
Figura 6.13	Temperaturas no afluente e efluente ao longo do período de operação	100
Figura 6.14	pH do afluente e efluente tratado ao longo do período de operação	100
Figura 6.15	Oxigênio dissolvido no reator aeróbio e anóxico ao longo do período de operação	101
Figura 6.16	Vazão de alimentação do sistema ao longo do período de operação	101

Figura 6.17	Concentração de sólidos no biorreator ao longo do período de operação	102
Figura 6.18	Perfil da TMP para diferentes fluxos de filtração	103
Figura 6.19	Perfil da TMP durante fluxo médio de 26 LMH	105
Figura 6.20	Perfil da TMP durante fluxo médio de 28 LMH	106
Figura 6.21	Perfil da TMP durante fluxo médio de 30 LMH – Ensaio 3	107
Figura 6.22	Perfil da TMP durante fluxo médio de 30 LMH – Ensaio 5	108
Figura 6.23	Perfil da TMP durante fluxo médio de 30 LMH – Ensaio 7	108
Figura 6.24	Perfil da TMP durante fluxo médio de 27 LMH	109
Figura 6.25	Perfil da TMP durante fluxo médio de 37 LMH	111
Figura 6.26	Perfil da TMP durante fluxo médio de 25 LMH	112
Figura 6.27	Taxa de variação da TMP para cada fluxo testado	113
Figura 6.28	Relação entre t_{sust} e fluxo	114

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1	Definições dos tipos de processos biológicos por função metabólica	22
Tabela 3.2	Poluição através de sólidos suspensos no efluente (SSe) de decantadores secundários	26
Tabela 3.3	Qualidade do efluente tratado de Lodos Ativados Convencionais	28
Tabela 3.4	Composição elementar da célula bacteriana	34
Tabela 3.5	Processos de membrana para tratamento de água e efluentes	41
Tabela 3.6	Principais materiais utilizados no preparo de membranas	44
Tabela 3.7	Configuração de membranas e suas principais características	45
Tabela 3.8	Resumo do desenvolvimento e comercialização dos sistemas MBRs	57
Tabela 5.1	Especificação de equipamentos do protótipo piloto	71
Tabela 5.2	Características dos módulos de membrana	72
Tabela 5.3	Caracterização do afluente bruto	73
Tabela 5.4	Métodos analíticos utilizados para as análises químicas	74
Tabela 5.5	Plano de amostragem	75
Tabela 5.6	Tabela resumo dos ensaios de investigação do fluxo sustentável	81
Tabela 6.1	Características físico-químicas do afluente e efluente tratado durante a partida	84
Tabela 6.2	Características do biorreator de membranas durante a partida	86
Tabela 6.3	Configuração do sistema de ultrafiltração	87
Tabela 6.4	Características das limpezas químicas durante os testes preliminares	91

Tabela 6.5	Características físico-químicas do afluente e efluente tratado – Operação normal	93
Tabela 6.6	Características do biorreator de membranas – Operação normal	94
Tabela 6.7	Características do biorreator durante ensaio 1	104
Tabela 6.8	Características do biorreator durante ensaio 2	105
Tabela 6.9	Características do biorreator durante ensaios 3, 5 e 7	107
Tabela 6.10	Coeficiente de determinação para os ensaios 3, 5 e 7	107
Tabela 6.11	Características do biorreator durante ensaio 4	109
Tabela 6.12	Características do biorreator durante ensaio 6	110
Tabela 6.13	Características do biorreator durante ensaio 8	111
Tabela 6.14	Fluxo, tempo sustentável e variação da TMP no tempo	113
Tabela 6.15	Comparação de parâmetros operacionais entre tipos de sistemas	115

LISTA DE ABREVIATURA E SIGLAS

A_{sup}	Área da superfície de filtração
C_{DQO}	Carga de DQO aplicada
CEB	<i>Chemical Enhanced Backwash</i> (Retrolavagem químicamente) melhorada
C_{NTK}	Carga de Nitrogênio Total Kjeldahl
COV	Carga Orgânica Volumétrica
CVN	Carga Volumétrica Nitrogenada
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
EPS	<i>Extracellular Polymeric Substances</i>
F/M	Relação alimento/microrganismo (<i>Food/Microorganism Ratio</i>)
iMBR	MBR submerso
J	Fluxo
K	Permeabilidade
LMH	Unidade de fluxo ($L.m^{-2}.h^{-1}$)
MBR	Biorreator de Membranas
$N-NH_4^+$	Nitrogênio Amoniacal
$N-NO_2^-$	Nitrogênio Nitrito
$N-NO_3^-$	Nitrogênio Nitrato
NT	Nitrogênio Total
NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl
OD	Oxigênio Dissolvido
pH	Potencial Hidrogeniônico
PT	Fósforo total
Q_{ex}	Vazão de descarte de lodo
Q_p	Vazão de permeado
R	Resistência da membrana
S	Concentração de substrato no efluente tratado
S_0	Concentração de substrato no afluente bruto
sMBR	MBR externo
SMP	<i>Soluble Microbial Products</i>

S_R	Concentração de substrato no biorreator
SSe	Sólidos Suspensos no efluente
SST	Sólidos Suspensos Totais
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
T	Temperatura
t_{450}	Tempo para se atingir 450 mbar na TMP
TDH	Tempo de Detenção Hidráulico
TMP	Pressão transmembrana
t_{sust}	Tempo de operação sustentável
V	Volume do biorreator
X_{ex}	Concentração de SSV na corrente de descarte
X_{TA}	Concentração de SSV no tanque aeróbio
η	Viscosidade dinâmica

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	18
2	OBJETIVOS	20
2.1	Objetivos Específicos	20
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	21
3.1	Tratamento Biológico de Águas Residuárias – Lodos Ativados.....	21
3.1.1	O processo de Lodos Ativados	22
3.1.2	Composição do lodo.....	24
3.1.3	Separação do lodo ativado em decantadores secundários.....	25
3.1.4	Capacidade do Processo de Lodos Ativados	27
3.2	Remoção Biológica de Matéria Orgânica Nitrogenada	29
3.2.1	Assimilação biológica.....	31
3.2.2	Hidrólise e Amonificação.....	33
3.2.3	Nitrificação biológica	35
3.2.4	Desnitrificação biológica.....	36
3.3	Os Processos de Separação por Membranas.....	38
3.3.1	Classificação dos Processos de Membranas.....	39
3.3.2	Morfologia e Materiais das membranas	41
3.3.3	Configurações das membranas	44
3.3.4	Operação dos processos de membrana	46
3.4	A Tecnologia do Biorreator de Membranas (MBR).....	54
3.4.1	Configurações do Processo MBR	54

3.4.2	A evolução da tecnologia MBR	56
3.4.3	Remoção de matéria orgânica e nutrientes em MBR.....	56
3.4.4	O conceito do fluxo crítico e fluxo sustentável em MBR.....	59
4	DEFINIÇÃO DO PROBLEMA	63
5	MATERIAL E MÉTODOS.....	64
5.1	Descrição Geral do Experimento	64
5.2	Protótipo Piloto de Biorreator de Membrana (MBR).....	65
5.3	Módulos de ultrafiltração	70
5.4	Água Residuária	73
5.5	Inóculo.....	73
5.6	Análises físico-químicas.....	74
5.7	Amostragem.....	75
5.8	Procedimento Experimental	75
5.8.1	Operação do Reator Biológico	76
5.8.2	Operação do Sistema de Membranas.....	79
5.8.3	Determinação experimental do Fluxo Crítico	81
6	RESULTADOS E DISCUSSÃO	83
6.1	Etapas 01: Testes Preliminares	83
6.1.1	Partida do sistema de tratamento biológico	83
6.1.2	Verificação dos parâmetros de projeto da ultrafiltração	85
6.1.3	Validação dos procedimentos de limpeza química	90
6.2	Etapas 02: Resultados do tratamento biológico.....	92

6.2.1	Remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada.....	95
6.2.2	Avaliação dos demais parâmetros do sistema biológico	100
6.3	Etapa 02: Resultados do sistema de ultrafiltração	102
6.3.1	Avaliação da sustentabilidade de fluxo	103
6.3.2	Determinação do Fluxo crítico.....	112
6.4	Considerações gerais acerca do protótipo de MBR.....	114
7	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	116
7.1	Conclusões	116
7.2	Recomendações	117
	REFERÊNCIAS.....	119
	APÊNDICES	124

1 INTRODUÇÃO

A remoção de matéria carbonácea em águas residuárias continua sendo uma exigência, mas o controle no descarte de nutrientes para o meio ambiente tem ganhado importância nesta última década no Brasil. Novas tecnologias estão sendo desenvolvidas para alcançar os requisitos cada vez mais restritivos para o descarte de nutrientes (nitrogênio e fósforo) e micropoluentes que causam impactos negativos tais como a eutrofização e a deterioração da qualidade de água nos corpos receptores (CAGATAYHAN, 2008).

Em certas bacias hidrográficas, as agências governamentais tem imposto limites restritivos para o lançamento do nitrogênio total (NT) e fósforo total (PT) que os sistemas convencionais de tratamento, tal como o processo de Lodos Ativados, são incapazes de alcançar.

Os processos biológicos de remoção de nutrientes aplicam várias combinações entre sistemas anaeróbios, anóxicos e aeróbios para remover nutrientes. Alguns desses processos incluem os sistemas A²O (do inglês *Anaerobic/Anoxic/Oxic*, Anaeróbio/Anóxico/Aeróbio) e o *Bardenpho* de Quatro estágios (Anóxico/Aeróbio/Anóxico 2/Re-aeração) (METCALF; EDDY, 2003)

Nas últimas décadas, pesquisadores têm explorado alternativas com sistemas mais compactos e com tanques de menor volume para a remoção biológica de matéria carbonácea e nutrientes.

O Biorreator de Membranas (*Membrane Bioreactor* – MBR) é uma tecnologia de tratamento compacta que tem várias vantagens sobre os sistemas biológicos convencionais, principalmente o sistema de Lodos Ativados. Algumas destas vantagens incluem menor área de implantação (ausência de decantadores secundários) (CHIEMCHAISRI et al., 1993), possibilidade de atingir alta

concentração de biomassa, capacidade de operar em uma ampla faixa de idade do lodo com baixos tempos de detenção hidráulico (TDH) (ZHANG et al., 1997), alta remoção de sólidos e matéria orgânica (CRAWFORD et al., 2000), alta remoção de patógenos (KOLEGA et al., 1991), baixa produção de lodo (CHAIZE e HUYARD, 1991) e flexibilidade na operação (VISVANATHAN et al., 2000).

Em contrapartida o MBR tem como desvantagens principais: o alto custo de implantação (devido ao custo das membranas) e o alto consumo de energia gasta na aeração do lodo com altos teores de sólidos suspensos e no bombeamento dos sistemas de membrana (WEF, 2006).

Atualmente há uma vasta quantidade de dados a respeito da remoção de matéria carbonácea e nitrogenada para o sistema de Lodos Ativados, mas limitadas informações sobre a aplicabilidade do sistema MBR para a remoção de nitrogênio e fósforo, principalmente quando operado com águas residuárias industriais.

Desta forma este trabalho se propõe a verificar a aplicabilidade do MBR para a remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada tratando água residuária industrial por meio de um protótipo em escala piloto com dois reatores operando em condições anóxica e aeróbia, respectivamente, acoplado a um sistema de membranas filtrantes. Além disso, este estudo pretende determinar qual o fluxo crítico do conjunto de membranas a fim de obter condições de operação sustentável.

2 OBJETIVOS

O objetivo geral da pesquisa foi avaliar o desempenho do biorreator de membranas para o tratamento de água residuária industrial da fabricação de aminoácidos visando a remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada.

2.1 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Os objetivos específicos da pesquisa foram:

- Avaliar o desempenho do sistema de separação sólido-líquido por membranas de ultrafiltração operando com altas concentrações de biomassa.
- Determinar o fluxo crítico e os fluxos sustentáveis do sistema de ultrafiltração;
- Avaliar o tratamento biológico quanto a remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada para uma determinada condição de carga volumétrica aplicada;

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 TRATAMENTO BIOLÓGICO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS – LODOS ATIVADOS

A geração de águas residuárias, também denominadas esgotos, se intensificou no fim do século XVIII, a partir da Revolução Industrial, como resultado do aumento das atividades humanas concentradas nas cidades (MELCHIOR, 2003). Os efluentes provenientes destas atividades (domésticas, comerciais ou industriais) eram lançados sem tratamento prévio nos corpos hídricos o que resultou na alteração da qualidade das águas e na proliferação de várias doenças.

O impacto sócio-ambiental da poluição dos corpos d'água evidenciou a necessidade do desenvolvimento de processos que fossem capazes de remover os constituintes físico-químicos e biológicos que compunham as águas residuárias, principalmente a matéria carbonácea nas formas suspensa ou dissolvida, nutrientes (nitrogênio e fósforo), os metais pesados e os microrganismos patogênicos (METCALF; EDDY, 2003).

Dentre os diversos processos de tratamento de efluentes existentes merecem destaque os sistemas de tratamento biológico que se utilizam de microrganismos, muitas vezes presentes no próprio efluente, para consumir os substratos biodegradáveis, oxidando-os a produtos estabilizados com baixo potencial poluidor (CAMPOS, 1999).

“Esses processos reproduzem, de certa maneira, os processos naturais que ocorrem em um corpo d'água após o lançamento de despejo. No corpo d'água, a matéria orgânica é convertida em produtos mineralizados inertes por mecanismos puramente naturais” (von SPERLING, 1996).

Os processos biológicos podem ser classificados por suas funções metabólicas e são divididos em: processos aeróbios, processos anaeróbios,

processos anóxicos, processos facultativos e processos combinados (METCALF; EDDY, 2003). Na Tabela 3.1 esses processos são definidos.

Tabela 3.1: Definições dos tipos de processos biológicos por função metabólica

Função Metabólica	Definição
Processo Aeróbio	Processo biológico de tratamento de efluentes que ocorre na presença de oxigênio
Processo Anaeróbio	Processo biológico de tratamento de efluentes que ocorre na ausência de oxigênio
Processo Anóxico	Processo biológico de tratamento de efluentes pelo qual o íon nitrato é convertido a gás nitrogênio na ausência de oxigênio
Processo Facultativo	Processo biológico de tratamento de efluentes em que os microrganismos podem funcionar na presença ou ausência de oxigênio molecular
Processo Combinado	Processo biológico de tratamento formado pela combinação dos processos aeróbico, anaeróbico ou anóxico agrupados em conjunto para atingir um objetivo de tratamento específico

FONTE: Metcalf; Eddy (2003)

3.1.1 O processo de Lodos Ativados

O sistema de lodos ativados é o processo aeróbio “amplamente utilizado, em nível mundial, para o tratamento de despejos domésticos e industriais, em situações em que são necessários uma elevada qualidade do efluente e reduzidos requisitos de área” de implementação (von SPERLING, 1997). Em contra partida, este sistema requer um índice de mecanização superior ao de outros sistemas de tratamento e, conseqüentemente, exige maior consumo de energia elétrica e alto grau de controle operacional (MOUSSA et al., 2004).

Por definição, o processo de lodos ativados, como ilustrado na Figura 3.1, consiste de três componentes básicos: um reator aerado em que os microrganismos são mantidos em suspensão; um sistema de separação sólido-líquido, usualmente

um tanque de sedimentação; e um sistema de reciclo para retornar os sólidos (lodo) da unidade de separação sólido-líquido de volta ao reator aeróbico (METCALF; EDDY, 2003).

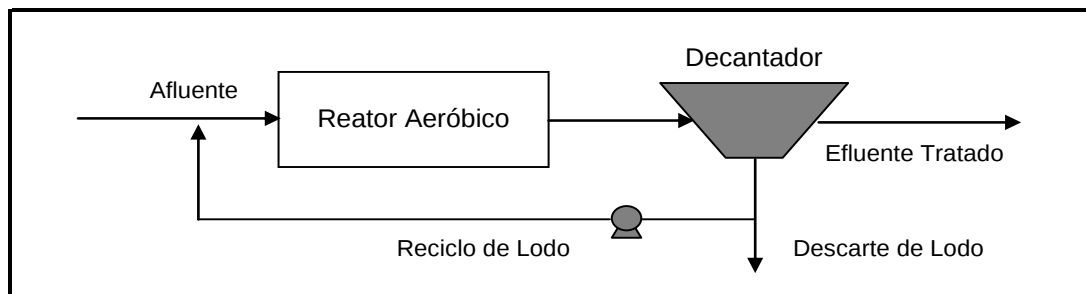


Figura 3.1: Fluxograma de um processo de lodos ativados clássico

No reator biológico aerado ocorrem reações bioquímicas de remoção da matéria carbonácea, e em determinadas condições, parte do NTK contido no efluente pode ser convertido a nitrogênio na forma de nitrato. Desta forma, o sistema de lodos ativados é capaz de remover o nitrogênio amoniacal (N-NH_4^+) das águas residuárias, mas não o nitrogênio que permanecerá no efluente tratado sob a forma de nitrato (von SPERLING, 1997).

As reações bioquímicas que ocorrem no interior do tanque de aeração são mantidas através de sistema de aeração que transferem continuamente oxigênio e permitem a manutenção do metabolismo de microrganismos aeróbios. Devido à dificuldade de se difundir oxigênio no meio líquido, os sistemas de aeração são os principais responsáveis pelo alto consumo energético das plantas de Lodos Ativados (METCALF; EDDY, 2003).

No sistema de separação sólido-líquido – decantador secundário – ocorre a sedimentação da biomassa, pois esta possui a propriedade de formar flocos. Tal ocorrência se deve às bactérias possuírem uma matriz gelatinosa que permite a

aglutinação dos microrganismos formando um floco mais pesado que a água, o que permite a sedimentação (GÜNDER, 2001).

3.1.2 Composição do lodo

O lodo é tanto a causa quanto o resultado do processo que ocorre no sistema de Lodos Ativados. Segundo Günder (2001), a formação e consequentemente a composição do lodo é influenciada pelos seguintes aspectos:

- A matéria contida no efluente bruto de alimentação, principalmente a parte particulada e não-biodegradável que permanecerá agregada ao floco sem ser consumida;
- Os processos biológicos que ocorrem no tanque de aeração, tal como o crescimento de bactérias;
- Os processos físico-químicos que ocorrem no tanque de aeração e que convertem matéria solúvel em particulada, tais como os processos de precipitação para remoção de fósforo;

Para um entendimento preciso sobre os processos que contribuem para a formação do lodo ativado é importante distinguir entre os processos biológicos que ocorrem no tanque de aeração e todos os outros processos não biológicos que acontecem simultaneamente.

Para o tratamento do esgoto doméstico assume-se que os processos biológicos são em sua maioria uma contribuição do crescimento de microrganismos, principalmente bactérias (GÜNDER, 2001). O produto deste processo é denominado biomassa.

Os processos não-biológicos contêm uma variedade de substâncias particuladas e não biodegradáveis tais como areia, poeira e até mesmo precipitados inorgânicos tais como os sais metálicos de fosfatos.

3.1.3 Separação do lodo ativado em decantadores secundários

Os processos de vital importância durante a separação do lodo ativado em decantadores secundários podem ser listados abaixo:

- Formação de flocos;
- Sedimentação;
- Espessamento, raspagem e reciclo;

3.1.3.1 Formação de Flocos

O requisito básico para o processo de sedimentação em decantadores secundários é a aglutinação da biomassa em flocos. A causa principal da formação de flocos é a secreção de Substâncias Extracelulares Poliméricas (EPS – do inglês: *Extracellular Polymeric Substances*).

Essas substâncias são secretadas por bactérias e criam uma matriz gelatinosa em torno do microrganismo ou são usadas na construção da parede celular (GÜNDER, 2001). A presença das EPS permite que um microrganismo se una ao outro e também a atração de partículas não-biológicas, para formar um conjunto que recebe o nome de floco biológico. O floco biológico possui densidade maior que a água e se não estiver sob constante agitação pode sedimentar-se facilmente separando-se da fase aquosa

A boa sedimentabilidade do lodo é determinada pela presença de bactérias produtoras de EPS, e também de outros microrganismos na formação do floco

biológico tais como protozoários, rotíferos e bactérias filamentosas que contribuem para dar estrutura ao floco (METCALF; EDDY, 2003).

3.1.3.2 Sedimentação

O lodo ativado que está agregado em flocos quando no decantador secundário, à zona de baixa turbulência, sedimenta-se no fundo deste. Desta forma somente parte do lodo ativado pode ser separada do efluente final tratado, pois todas as outras partículas que não estão agregadas no floco biológico serão incorporadas ao efluente tratado (METCALF; EDDY, 2003).

O material particulado que está suspenso fora do floco, devido ao tamanho e densidade, não sedimenta com a mesma velocidade do floco biológico, ou seja, precisariam de mais tempo para serem removidos. Desta forma, essas partículas são computadas como sólidos suspensos no efluente clarificado (SS_e) (WEF, 2005).

Segundo Günder (2001) esses sólidos suspensos que estão no efluente final são os responsáveis por re-incorporar poluentes ao efluente final tratado. A Tabela 3.2 mostra a contribuição dos SS_e na re-incorporação de poluentes.

Um aspecto importante que afeta a sedimentabilidade do lodo ativado é a ocorrência do chamado *bulking* filamentoso, ou seja, a presença excessiva de microrganismos filamentosos no interior do floco biológico.

Tabela 3.2: Poluição através de sólidos suspensos no efluente (SS_e) de decantadores secundários

DBO₅ (mg/mg SS_e)	DQO (mg/mg SS_e)	NT (mg/mg SS_e)	PT (mg/mg SS_e)
0,3 – 1,0	0,8 – 1,6	0,08 – 0,12	0,02 – 0,04

FONTE: Günder (2001)

Quando esse fenômeno ocorre a sedimentação do lodo se torna muito difícil ocasionando um maior escape de sólidos promovendo um substancial aumento de SS_e . Neste momento a qualidade final do efluente é bastante prejudicada podendo inviabilizar o descarte no corpo receptor (WEF, 2005).

3.1.3.3 Espessamento, raspagem e reciclo

O lodo depositado no fundo do decantador sedimenta segundo o princípio da sedimentação de compressão (METCALF; EDDY, 2003), ou seja, uma camada de lodo pressiona a outra e a medida que essa compressão aumenta a água sai de entre os flocos aumentando a concentração de sólidos suspensos. Após esse espessamento o lodo é raspado para o centro do decantador secundário e em seguida é bombeado de volta ao tanque de aeração (von SPERLING, 1997).

Segundo Günder (2001) o tempo de espessamento, a sedimentabilidade do lodo e raspagem aplicada ao fundo do decantador determinam a concentração de sólidos suspensos no lodo de retorno ao tanque de aeração. Num sistema bem operado e com lodo de qualidade é possível atingir a concentração de 10 g/L de sólidos suspensos totais (SST) no lodo de retorno de decantadores secundários.

3.1.4 Capacidade do Processo de Lodos Ativados

O processo de Lodos ativados tem mostrado capacidade para tratar uma grande variedade de águas residuárias às mais diferentes condições de cargas hidráulicas aplicadas. Quando bem dimensionado, tanto o tanque de aeração quanto os decantadores secundários (projetados com precipitação simultânea), pode-se atingir um efluente tratado com a qualidade descrita na Tabela 3.3 (para tratamento de esgoto municipal com baixa carga de efluente industrial).

Tabela 3.3: Qualidade do efluente tratado de Lodos Ativados Convencionais

DBO₅ (mg/L)	DQO (mg/L)	N-NH₄⁺ (mg/L)	NT (mg/L)	PT (mg/L)	SS_e (mg/L)
7 – 10	40 – 50	2 – 5	12 – 18	0,8 – 1,0	10 – 15

FONTE: Günder (2001)

Como mostrado no item 3.1.3 a capacidade do sistema de Lodos Ativados está limitada pela separação do lodo nos decantadores secundários. Um melhor dimensionamento de todo o sistema não pode aumentar a qualidade final do efluente tratado por causa dos complexos processos que influenciam o sistema negativamente, como por exemplo, a dificuldade do espessamento do floco biológico bem como a ocorrência do *bulking* filamentoso.

Uma melhoria essencial ao efluente tratado dos sistemas de Lodos Ativados pode ser alcançada através da introdução de sistemas de tratamento terciário tais como: pós-floculação com filtração ou flotação por ar dissolvido.

Em um sistema de Lodos Ativados convencional o custo energético (eletricidade) representa cerca de 30% do custo operacional total da planta (METCALF; EDDY, 2003). Basicamente 60% do consumo total de energia elétrica está concentrado nos sistemas de aeração (EPRI, 2004). Embora este valor possa variar dependendo da configuração de cada sistema, de forma geral é sempre na aeração que se concentra a maior demanda de energia.

O alto consumo energético em sistemas de aeração se justifica pela dificuldade em se introduzir o oxigênio no meio líquido contendo alta concentração de sólidos suspensos (lodo biológico), sais dissolvidos e à pressão ambiente (METCALF; EDDY, 2003). Segundo Germain et al. (2007) vários estudos demonstram que o fator de correção α (que relaciona o coeficiente transferência volumétrico para o oxigênio - K_{La} – na água residuária e na água limpa), varia

exponencialmente a medida que o teor de sólidos aumenta, ou seja quanto maior for a concentração de sólidos maior deverá ser a potência dos sistemas de aeração. A Figura 3.2 ilustra esta situação.

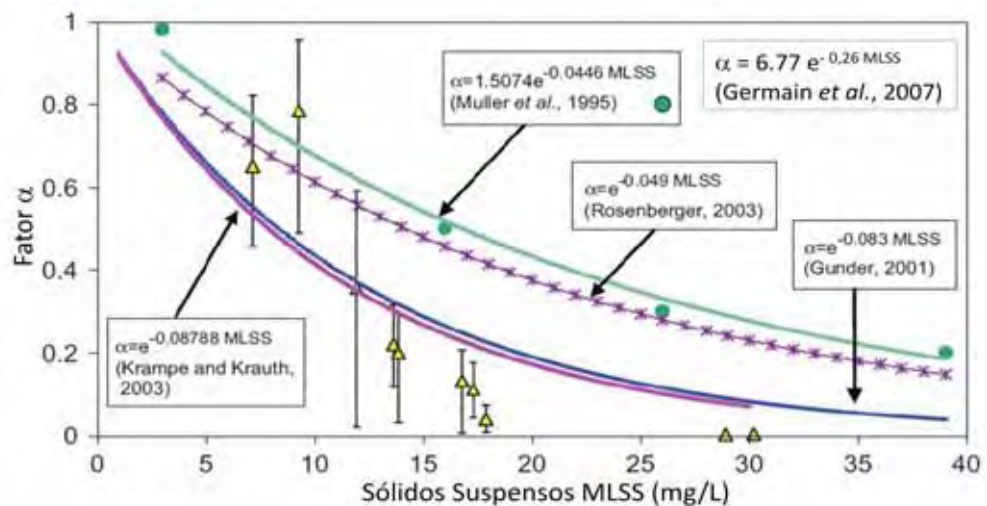


Figura 3.2: Comparação de correlações obtidas entre o fator α e a concentração de sólidos suspensos (MLSS).

FONTE: Germain et al. (2007)

3.2 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE MATÉRIA ORGÂNICA NITROGENADA

Nutrientes é a denominação genérica atribuída aos compostos de nitrogênio e fósforo contidos em águas residuárias. Estes compostos recebem esta nomenclatura genérica, pois são essenciais para o crescimento das algas e de outros organismos biológicos (METCALF; EDDY, 2003; von SPERLING, 1996).

A química do nitrogênio é complexa devido aos vários estados de oxidação que o mesmo pode se assumir; porém, as formas mais comuns de nitrogênio nas águas residuárias são: amônia (NH_3), íon amônio (NH_4^+), íon nitrito (NO_2^-) e íon nitrato (NO_3^-).

A fração orgânica do nitrogênio é formada por uma complexa mistura de compostos que compreendem, basicamente, os aminoácidos e as proteínas. Estes compostos podem se apresentar de forma solúvel ou particulada e quando em contato com os microrganismos são prontamente convertidos em amônio (METCALF; EDDY, 2003).

A concentração excessiva de nutrientes no corpo d'água, também conhecida como eutrofização, estimula o crescimento desordenado das plantas aquáticas, tanto planctônicas quanto aderidas, de forma que haja interferências com os usos desejáveis do corpo d'água (von SPERLING, 1996).

A partir da década de 60, observou-se que o tratamento secundário, especificamente o sistema de lodos ativados, não era suficiente para um combate eficiente à poluição das águas superficiais (van HAANDEL & MARAIS, 1999). A conversão de N-NH_4^+ a N-NO_3^- , embora benéfica para a qualidade do efluente, nem sempre eliminava os problemas por completo, pois o nitrogênio que se encontrava sob a forma de nitrato apresentava um alto poder poluidor de caráter eutrófico (WEF, 2005).

Especificamente para o caso de sistemas de lodos ativados, uma série de variações sistêmicas foi desenvolvida com vistas na remoção biológica de material nitrogenado que com a introdução de zonas anóxicas¹ promovem a redução do N-NO_3^- , produzido aerobicamente, como aceptor de elétrons para a estabilização da matéria orgânica, no lugar do oxigênio molecular (WEF, 2005).

Embora o desenvolvimento de novos processos e tecnologias para a remoção de nitrogênio de águas residuárias industriais tenha se intensificado na última

¹ Anóxico: ambiente com pouco ou nenhum oxigênio dissolvido, mas com presença de nitrito ou nitrato (WEF, 2005)

década, os processos convencionais de tratamento por lodos ativados ainda são os mais utilizados (ARAÚJO, 2006).

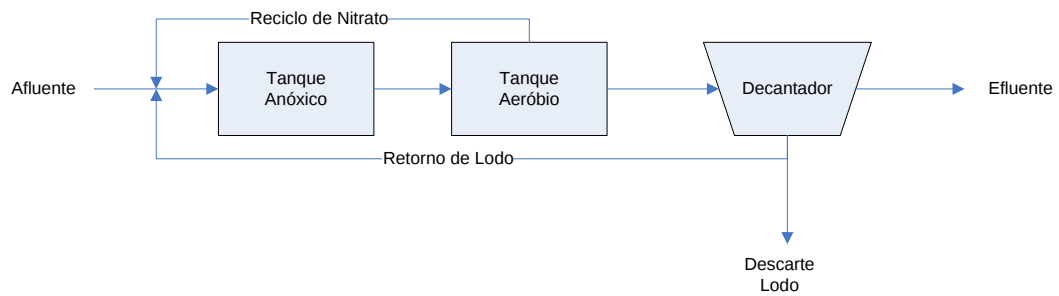
METCALF; EDDY (2003) propõem a utilização de reatores de lodos ativados com zonas pré ou pós-anóxicas para a remoção de material nitrogenado, sendo que a biomassa é comum para ambos os ambientes. Na Figura 3.3 são apresentados os fluxogramas básicos dos sistemas convencionais para remoção de nitrogênio de águas residuárias industriais que foram desenvolvidos desde 1960 (WEF, 2005).

O processo convencional de remoção biológica de matéria orgânica nitrogenada contida nas águas residuárias envolve quatro etapas básicas, a saber: amonificação, assimilação, nitrificação e desnitrificação, conforme mostrado no fluxograma da Figura 3.4.

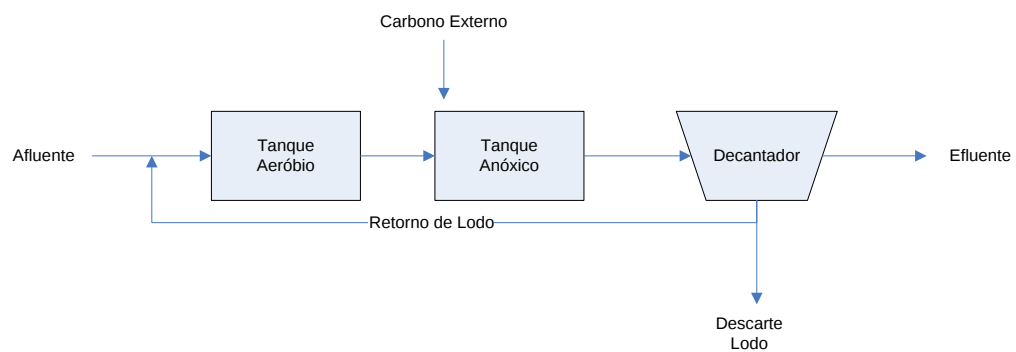
3.2.1 Assimilação biológica

O nitrogênio serve como um nutriente essencial para todos os organismos vivos, incluindo as bactérias heterotróficas que removem os poluentes das águas residuárias. A quantidade de nitrogênio removido por unidade de DBO ou DQO consumida depende de uma série de variáveis associadas com a configuração processo ou modo de operação (WEF, 2005).

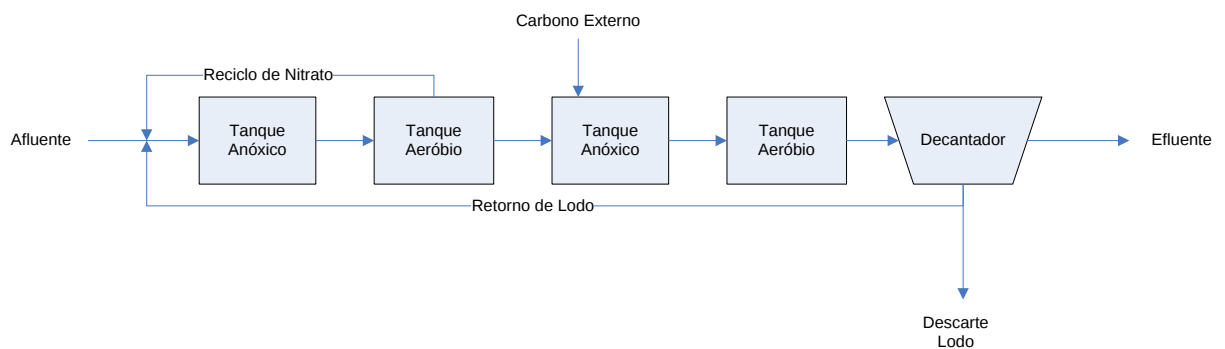
A quantidade de nitrogênio removida através da assimilação para formação de novas células pode ser estimada. Segundo METCALF; EDDY (2003) a biomassa bacteriana pode ser representada pela fórmula empírica $C_5H_7NO_2$. Desta forma, tem-se que para cada 1 g de células formadas cerca de 0,12 g de $N-NH_4^+$ (14 g N/ 113 g $C_5H_7NO_2$) é assimilado. A Tabela 3.4 ilustra a composição celular elementar das bactérias.



Pré anóxico: Processo Ludzack-Ettinger modificado



Pós anóxico: Processo Wuhrmann modificado



Pré e pós anóxico: Processo Bardenpho de 4 estágios

Figura 3.3: Sistemas combinados anóxico aeróbios de lodos ativados para remoção de material nitrogenado

FONTE: Adaptado de WEF (2005)

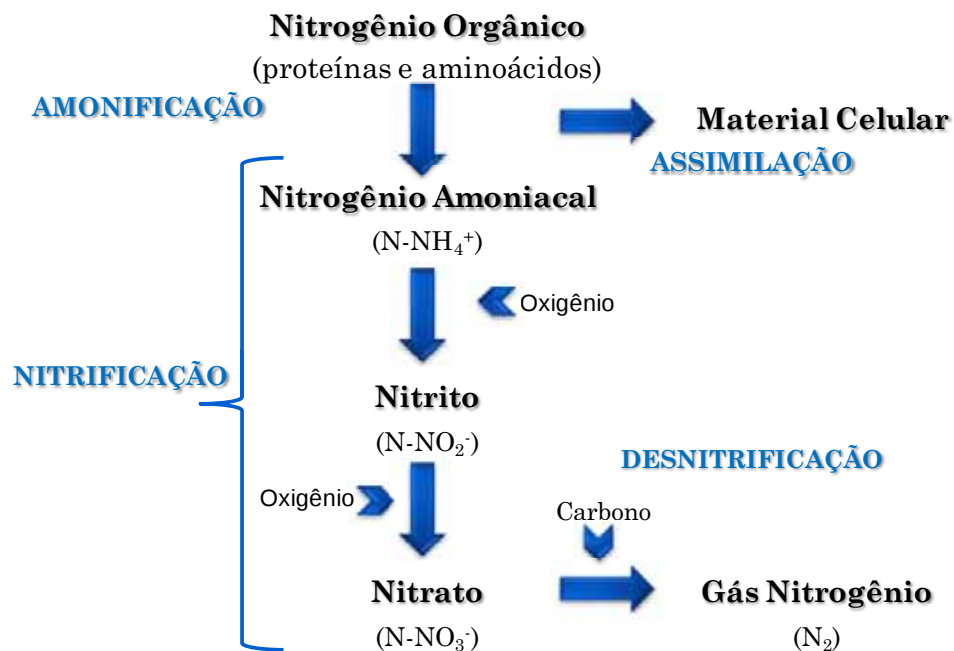


Figura 3.4: Transformações do nitrogênio em sistemas de tratamento convencional

FONTE: Araújo (2006)

Segundo Araújo (2006), embora, uma parcela do nitrogênio amoniacal possa ser assimilada na síntese celular, esta contribuição na remoção de nitrogênio total em águas residuárias é ainda pequena. Por isso, em processos biológicos com remoção de material nitrogenado, os fenômenos da nitrificação e desnitrificação são considerados necessários.

3.2.2 Hidrólise e Amonificação

Os microrganismos que desenvolvem os processos de nitrificação e desnitrificação são capazes de agir somente sobre as formas inorgânicas de nitrogênio (N-NO_2^- , N-NO_3^- e N-NH_4^+), ou seja, qualquer porção de nitrogênio que esteja na forma orgânica (particulada ou solúvel) tem o potencial de passar pelo processo de tratamento sem ser tratada (WEF, 2005).

Tabela 3.4: Composição elementar da célula bacteriana

Parâmetro	Porcentagem
Carbono	50%
Oxigênio	22%
Nitrogênio	12%
Hidrogênio	9%
Fósforo	2%
Enxofre	1%
Potássio	1%
Sódio	1%
Outros elementos	2%

FONTE: WEF (2005)

Geralmente o nitrogênio orgânico particulado é incorporado ao lodo biológico e é removido por meio de sedimentação (em Lodos Ativados) ou filtração (em MBR). O restante do material orgânico nitrogenado particulado, por meio de hidrólise, é convertido em material solúvel (WEF, 2005).

O material orgânico nitrogenado solúvel (apto a ser metabolizado pelas bactérias) sofre amonificação que consiste na conversão biológica deste nitrogênio orgânico solúvel, tais como proteínas, aminoácidos e uréia em nitrogênio amoniacal (METCALF; EDDY, 2003).

O nitrogênio amoniacal pode se apresentar na forma de amônia (N-NH_3) ou íon amônio (N-NH_4^+), sendo que as proporções de cada composto dependem do pH e da temperatura da água residuária.

3.2.3 Nitrificação biológica

O processo de nitrificação é composto por duas etapas de conversão biológica ou seja, oxidação de nitrogênio amoniacal (N-NH_4^+) a nitrito (NO_2^-) e a oxidação do nitrito a nitrato (NO_3^-), ambas na presença de oxigênio molecular.

Segundo Araújo (2006) “em sistemas convencionais de tratamento, bactérias aeróbias quimioautotróficas são responsáveis pelo processo de nitrificação, as quais utilizam quase que exclusivamente o gás carbônico como fonte de carbono”.

Os gêneros bacterianos *Nitrossomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosolobus* e *Nitrosorobrio* participam da oxidação de N-NH_4^+ a N-NO_2^- (chamada também de nitritação). A etapa de oxidação de N-NO_2^- a N-NO_3^- (nitratação) envolve os gêneros *Nitrobacter*, *Nitrococcus*, *Nitrospira*, *Nitrospina* e *Nitroeystis* (METCALF; EDDY, 2003).

A equação estequiométrica que define as proporções molares para a oxidação de nitrogênio amoniacal (N-NH_4^+) a nitrito (NO_2^-) é representada pela Equação 3.1.



A equação estequiométrica de oxidação de nitrito (NO_2^-) a nitrato (NO_3^-) é representada pela Equação (3.2).

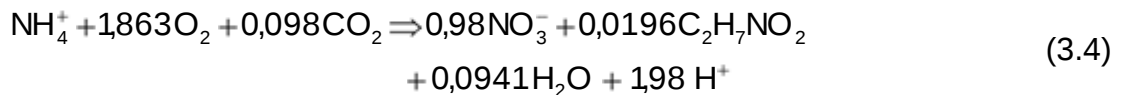


A reação global da nitrificação biológica, não considerando a parcela de N-NH_4^+ assimilado, é dada pela Equação 3.3. Segundo U.S. EPA (1993), o rendimento

celular das bactérias nitrificantes associado ao processo de nitrificação é substancialmente mais baixo que para bactérias heterotróficas e geralmente oscila entre 0,06 a 0,20 g SSV/g N-NH₄⁺ oxidada, isto representa cerca de 2% de todo o nitrogênio amoniacal nitrificado.



Segundo METCALF; EDDY (2003), considerando que a biomassa bacteriana pode ser representada pela fórmula empírica C₂H₇NO₂, a reação global que representa a nitrificação, incluindo a pequena parcela de nitrogênio amoniacal assimilado na síntese celular, é dada pela Equação química 3.4.



As reações de nitrificação podem ser afetadas por vários fatores ambientais incluindo temperatura, pH, alcalinidade, oxigênio dissolvido, concentração de matéria carbonácea e nitrogênio, toxicidade, entre outros. Esses fatores podem ter uma ação direta na atividade enzimática e na velocidade de crescimento microbiano, velocidade de difusão e solubilidade do oxigênio (ARAÚJO, 2006).

3.2.4 Desnitrificação biológica

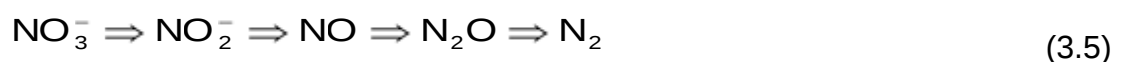
A desnitrificação é a redução do nitrito ou nitrato a nitrogênio gasoso (N₂) na ausência de oxigênio molecular dissolvido, ou seja, é a conversão biológica do N-NO₂⁻ ou N-NO₃⁻ a formas mais reduzidas, como óxido nítrico (NO), óxido nitroso

(N₂O) e gás nitrogênio (N₂) (ROS, 1995). Este processo ocorre por meio da ação de bactérias aeróbias facultativas heterótrofas, que utilizam matéria orgânica como fonte de carbono e de energia.

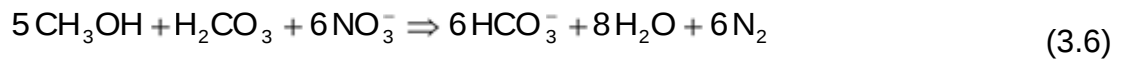
Diferentemente da nitrificação, a desnitrificação é desenvolvida por uma série de bactérias heterotróficas, muitas das quais podem ser facilmente encontradas em processos típicos de tratamento de águas residuárias mesmo que estes não tenham sido dimensionados para a remoção de material nitrogenado (WEF, 2005).

As diversas espécies de bactérias desnitrificantes ou desnitrificantes parciais, comumente encontradas nos sistemas biológicos de tratamento de esgotos, são do gênero: *Pseudomonas*, *Alcaligenes*, *Flavobacterium*, *Achromobacter*, *Bacillus*, *Micrococcus*, *Acinetobacter*, dentre outras. Estas culturas apresentam desenvolvimento relativamente fácil nos reatores biológicos (SANTOS, 2003).

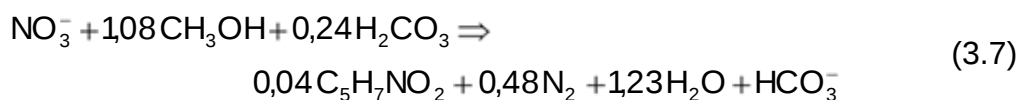
O mecanismo de reação da desnitrificação biológica envolve a transferência de elétrons originados de material orgânico, compostos reduzidos de enxofre, ou hidrogênio molecular para os compostos oxidados de nitrogênio no lugar do oxigênio, a fim de produzir energia para o metabolismo celular. As enzimas nitrato redutase, nitrito redutase, óxido nítrico redutase e finalmente a óxido nitroso redutase são as principais responsáveis por promover esta transferência de elétrons. A rota de reação simplificada pela Equação 3.5.



A equação estequiométrica global para a desnitrificação biológica utilizando-se de metanol como fonte de carbono externo ou doador de elétrons é dada pela Equação 3.6.



Considerando-se que parte do metanol, DQO ou DBO consumidos seja utilizada para a síntese de novas células, pode-se obter um balanço de massa geral considerando-se as parcelas de N-NO_3^- que são realmente convertidas a N_2 e quais são assimiladas na síntese celular. A Equação 3.7 (WEF, 2005) demonstra a equação estequiométrica com assimilação para desnitrificação utilizando-se metanol.



Entre as condições ambientais mais importantes na desnitrificação estão a temperatura e o pH. van Haandel & Marais (1999) relatam que a velocidade de desnitrificação é máxima para uma faixa de pH entre 7,0 e 7,5; e que para valores abaixo de 6,0 e acima de 8,5 há uma diminuição considerável na atividade desnitrificante, mas esta velocidade aumenta com a temperatura até atingir um valor ótimo em 40°C.

3.3 OS PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS

A filtração é um processo que envolve a separação de material particulado e coloidal de um líquido. Na filtração ou separação por membranas a faixa de tamanho das partículas se estende até incluir as substâncias dissolvidas (tipicamente compreendidas entre 0,0001 a 1,0 μm) (METCALF; EDDY, 2003). Ou seja, segundo

Cheryan (1998), a membrana funciona como uma barreira física que permite a passagem de certas substâncias em detrimento de outras.

O grau de seletividade depende do tamanho dos poros da membrana (JUDD, 2006), ou seja, todas as espécies que são incapazes de permear (atravessar) a membrana são rejeitadas (retidas) por ela (GÜNDER, 2001).

3.3.1 Classificação dos Processos de Membranas

Segundo METCALF; EDDY (2003) os processos de membrana podem ser classificados de diferentes modos, tais como: pela natureza da força motriz, pelo tipo de material que cada membrana é feita, pelo mecanismo de separação e pelo tamanho nominal dos componentes separados, mas para o assunto discutido neste estudo, bem como para o tratamento de água e efluentes, o foco principal está nos processos cuja força motriz é a pressão.

Os quatro processos de separação por membrana mais comuns em tratamento de águas e efluentes são: Microfiltração, Ultrafiltração, Nanofiltração e Osmose Reversa, respectivamente classificadas do maior ao menor diâmetro de poro (JUDD, 2006). A Figura 3.5 dá uma visão geral destes processos.

Especificamente para os biorreatores de membranas, os processos comumente aplicados são a microfiltração e a ultrafiltração. Neste estudo será utilizado um MBR com ultrafiltração externa tubular.

Para os quatro processos-chave identificados anteriormente, pressão deve ser aplicada para forçar a água passar através das membranas. Entretanto, há processos de membrana (Tabela 3.5) nos quais a membrana não é necessariamente usada para reter os contaminantes e permitir que a água passe, mas podem, ao contrário, ser usados para:

- extrair seletivamente constituintes (processo extrativo), ou
- introduzir um componente na forma molecular (processo difusivo).

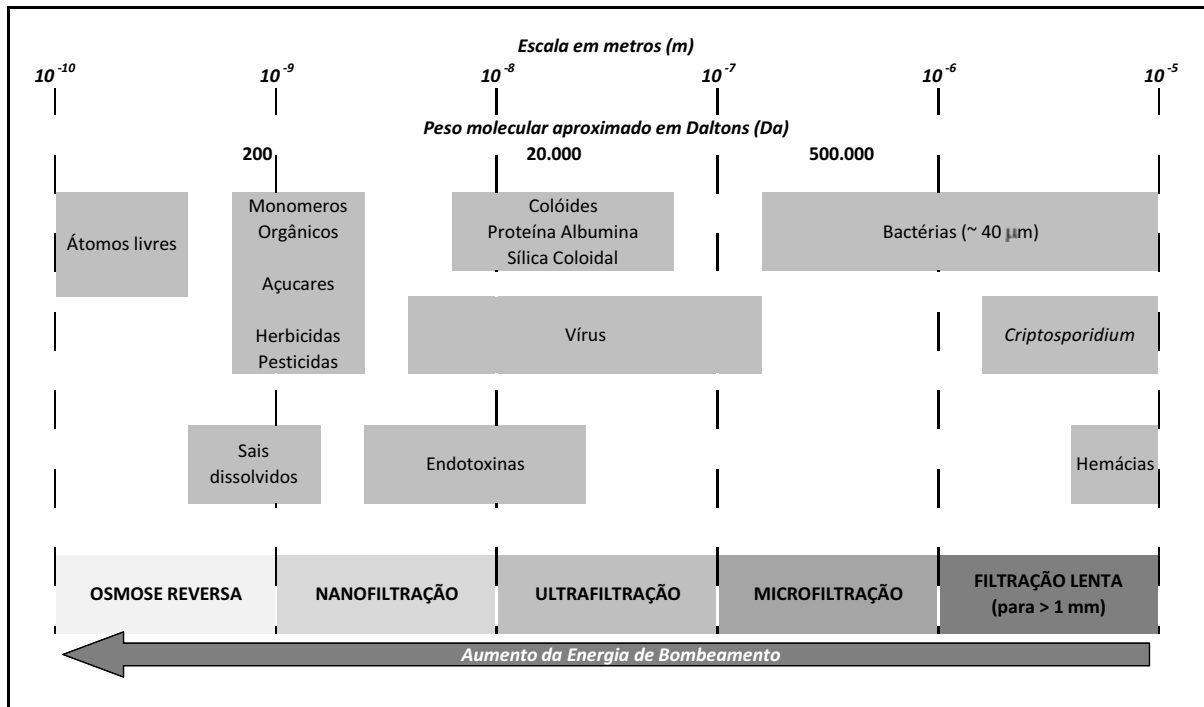


Figura 3.5: Visão geral dos processos de separação por membranas

FONTE: Adaptado de Judd e Jefferson (2003)

Enquanto a seletividade da membrana e o mecanismo de separação podem variar de um processo para o outro, em todos estes processos a produção de permeado purificado e a geração de um rejeito concentrado são elementos comuns (METCALF; EDDY, 2003). A Figura 3.6 traz um esquema de um processo genérico de separação por membranas.

A rejeição de contaminantes é uma condicionante a todos os processos de membrana, pois tende a acumular tais contaminantes na superfície da membrana produzindo vários fenômenos que conduzem à redução no fluxo de água através da

membrana. Tais fenômenos são geralmente chamados de deposição (*fouling*) (JUDD, 2006).

Tabela 3.5: Processos de membrana para tratamento de água e efluentes

Processos Pressurizados	Processos Extrativos / Difusivos
Osmose Reversa: Separação alcançada em virtude da diferença de solubilidade e taxas de difusão da água e solutos na água Nanofiltração: Separação através de uma combinação de rejeição de carga, solubilidade-difusividade e através do peneiramento através de microporos (< 2 nm) Ultrafiltração: Separação por peneiramento através de mesoporos (2 – 50 nm) Microfiltração: Separação de sólidos suspensos da água por peneiramento através de macroporos (> 50 nm)	Eletrodialise: Separação alcançada em virtude das diferentes dimensões iônicas, carga e densidade de carga dos íons dissolvidos usando membranas de troca iônica Pervaporação: Mesmo mecanismo da Osmose Reversa mas com o soluto (volátil) parcialmente vaporizado na membrana através de vácuo parcial no permeado Extração por Membrana: Componente removido entre o lado do rejeito e do permeado, em virtude do gradiente de concentração Transferência de Gás: O gás é transferido, para dentro ou fora da água, na forma molecular sob gradiente de pressão parcial

FONTE: (JUDD, 2006)

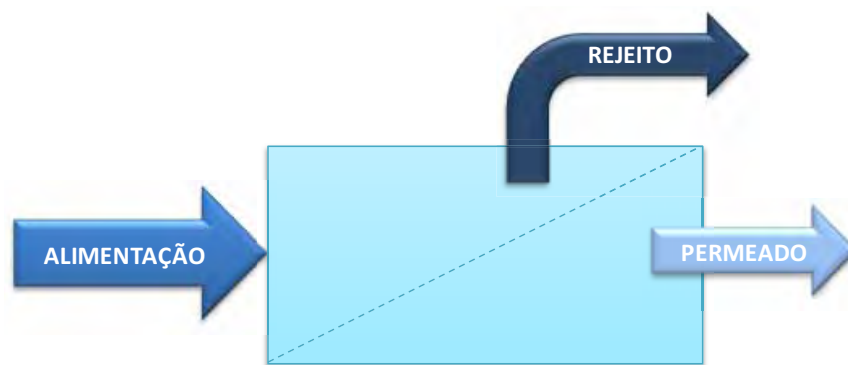


Figura 3.6: Esquema de um processo de separação por membranas e suas correntes

3.3.2 Morfologia e Materiais das membranas

As membranas sintéticas comerciais, em sua grande maioria, são preparadas a partir de materiais poliméricos com características químicas e físicas variadas. Membranas de materiais inorgânicos são produzidas há mais de 20 anos, mas só

recentemente começaram a disputar o mercado com as membranas poliméricas. As membranas inorgânicas apresentam uma vida útil maior e facilidade de limpeza, mas são bem mais caras do que as poliméricas (HABERT, 2006).

Em função das aplicações a que se destinam as membranas apresentam diferentes morfologias. De um modo geral, as membranas podem ser classificadas em duas grandes categorias: densas e porosas. As características da superfície da membrana que estão em contato com a solução a ser separada é que vão definir a utilização de uma membrana porosa ou densa. A Figura 3.7 apresenta as morfologias mais comuns observadas nas seções transversais de membranas comerciais.

Tanto as membranas densas como as porosas podem ser isotrópicas ou anisotrópicas, ou seja, podem apresentar as mesmas características morfológicas ao longo de sua espessura, no caso das isotrópicas ou não, no caso das anisotrópicas.

As membranas anisotrópicas se caracterizam por uma região superior muito fina ($\sim 1\mu\text{m}$), mais fechada (com poros ou não), chamada de pele, suportada em uma estrutura porosa. Quando ambas as regiões são constituídas por um único material a membrana é do tipo anisotrópica densa integral. Caso materiais diferentes sejam empregados no preparo de cada região a membrana será do tipo anisotrópica densa composta (MULDER, 1996).

Dois tipos de parâmetros são normalmente empregados para se caracterizar membranas: parâmetros de natureza morfológica e parâmetros relativos às suas propriedades de transporte (HABERT, 2006).

Segundo Judd (2006), no caso de membranas porosas características como a distribuição de tamanho de poros, porosidade superficial e espessura representam parâmetros morfológicos relevantes. Para membranas densas, as características

físico-químicas envolvendo o polímero utilizado e as substâncias a serem separadas, bem como a espessura do filme polimérico, são parâmetros importantes. No caso de membranas compostas, as características do suporte poroso também devem ser incluídas.



Figura 3.7: Representação esquemática da seção transversal dos diferentes tipos de morfologia de membranas sintéticas.

FONTE: Habert (2006)

Independente do tipo de membrana, propriedades de transporte como permeabilidade a gases e líquidos, bem como a sua capacidade seletiva, são utilizadas como parâmetros característicos dos processos.

As membranas sintéticas comerciais são produzidas a partir de duas classes distintas de material: os materiais orgânicos, em sua grande maioria polímeros, e os inorgânicos, como metais e cerâmicos. Normalmente as membranas de natureza orgânica apresentam menor custo de produção do que as inorgânicas. No entanto, as últimas apresentam uma maior vida útil e permitem limpezas mais eficientes.

Na Tabela 3.6 são apresentados alguns dos materiais mais empregados no preparo de membranas comerciais.

Tabela 3.6: Principais materiais utilizados no preparo de membranas

Materiais de membranas	
Poliméricos	Não Poliméricos
Acetato de celulose	Cerâmicas
Poli sulfona	Carbono
Poli éter sulfona	Óxidos metálicos
Poli acrilonitrila	Metais
Poli éter imida	
Poli carbonato	

FONTE: Adaptado de Habert (2006).

3.3.3 Configurações das membranas

A configuração da membrana é o modo como a mesma é montada (em um módulo) e orientada em relação ao fluxo de água. É o ponto chave na determinação do desempenho de todo o processo. Segundo Judd (2006) e METCALF; EDDY (2003), idealmente a membrana deveria ser configurada para se obter:

- a) alta área de filtração por unidade modular;
- b) alto grau de turbulência para promoção da transferência de massa no lado da alimentação;
- c) baixo consumo energético por unidade de permeado produzido;
- d) baixo custo por unidade de área de membrana;
- e) um projeto que facilite a limpeza e
- f) um projeto modular.

Por definição os módulos de membrana já permitem a modularização (f) dos equipamentos o que poderia apresentar economia na hora de aumentar a escala dos projetos, porém isso não se verifica devido aos custos da membrana. Além disso, alguns dos itens listados acima são mutuamente excludentes, por exemplo:

promover a alta turbulência (b) resulta em um considerável aumento no consumo energético (c).

As membranas atualmente utilizadas possuem duas geometrias básicas, ou seja, podem ser planas ou cilíndricas. A Tabela 3.7 ilustra as configurações comumente utilizadas para uma das geometrias (JUDD, 2006).

Tabela 3.7: Configuração de membranas e suas principais características

Configuração	Geometria	Custo	Aplicação
Plissada	Plana	Muito baixo	MFA, águas de baixo SST
<i>Placa Plana</i>	<i>Plana</i>	<i>Alto</i>	<i>A, UF, OR</i>
Espiral	Plana	Baixo	OR, NF, UF
<i>Tubular</i>	<i>Cilíndrica</i>	<i>Muito alto</i>	<i>MFT, UF, águas de alto SST, NF</i>
<i>Fibra oca</i>	<i>Cilíndrica</i>	<i>Muito baixo</i>	<i>MF, UF, OR</i>

FONTE: Adaptado de Judd (2006)

Texto em itálico: Configurações de MBR. Legenda: T: Modo de filtração tangencial (Cross-flow); A: Modo de filtração axial (Dead-end); MF: Microfiltração; UF: Ultrafiltração; NF: Nanofiltração; OR: Osmose reversa; SST: Sólidos suspensos totais.

Das cinco tecnologias listadas anteriormente, somente três são adequadas ao processo de MBR, ou seja: Tubular, Fibra oca ou Placa Plana, principalmente pelo fato dos módulos promoverem a turbulência, fácil limpeza ou preferencialmente, os dois. A geração de turbulência pode ocorrer através da passagem simultânea da corrente de alimentação juntamente com uma corrente de ar ao longo da superfície da membrana o que ajuda o permeado fluir através da membrana (WEF, 2006).

O modo de filtração tangencial (modo *cross-flow* – discutido no item 3.3.4.2) é amplamente utilizado em muitas tecnologias de biorreatores de membrana e sua eficácia aumenta com o aumento da distância intersticial entre as membranas (JUDD, 2006).

Segundo Judd (2006), devido ao fato dos módulos tubulares operarem com o fluxo de permeado de dentro para fora do tubo (modo *inside – out*), ao passo que os módulos de fibra oca operam no modo de fora para dentro (modo *outside – in*), a distância intersticial é definida da seguinte forma:

- o diâmetro do tubo de membrana para o módulo tubular;
- a distância entre os filamentos de membrana para o módulo de fibra oca;

A densidade do feixe de membranas num módulo de fibra oca, torna-se então crucial, pois uma alta densidade poderá reduzir a distância intersticial ao ponto onde há um grande perigo de ocorrer o entupimento do módulo (*clogging*). O mesmo pode ocorrer no módulo tubular (fluxo *inside – out*) se os diâmetros dos tubos de membrana forem pequenos demais (WEF, 2006).

A limpeza física é mais eficiente pela inversão do fluxo (retrolavagem) a uma taxa 2 a 3 vezes maior que o fluxo direto através da membrana para poder remover a camada de depósito sobre a superfície da membrana no lado do rejeito. Em outras palavras, a membrana deve ter resistência suficiente para não se romper ou colapsar quando o fluxo é invertido. As membranas cilíndricas com pequenos diâmetros (fibra oca) possuem força suficiente (através da espessura de suas paredes) para realizar a retrolavagem (HABERT, 2006).

3.3.4 Operação dos processos de membrana

O sucesso na operação dos processos de membrana depende do conhecimento e controle de determinadas variáveis de processo que vão determinar o desempenho dos sistemas conduzindo a altas produções de permeado com a qualidade desejada e com o mínimo de limpezas químicas.

3.3.4.1 Fluxo, pressão transmembrana e permeabilidade

Os elementos chave em qualquer processo de membranas envolvem a influência geral dos seguintes parâmetros em relação ao fluxo de permeado:

- a) a resistência da membrana;
- b) a força motriz por unidade de área de membrana;
- c) as condições hidrodinâmicas na interface líquido:membrana, e
- d) a deposição de materiais e subsequente limpeza das superfícies da membrana (JUDD, 2006).

Segundo Günder (2001), o volume específico de permeado que flui através da membrana em determinado tempo é denominado de fluxo, isto é, a quantidade de material através de uma unidade de área pelo tempo. Em unidades do Sistema Internacional (S.I.) é uma grandeza expressa em $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$, ou simplesmente $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ou ocasionalmente chamada de velocidade de permeado.

Outra unidade fora do S.I., porém muito comum para especificar os fluxos de membranas é $\text{Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$ ou simplesmente LMH. Os biorreatores de membrana geralmente operam em fluxos que variam de 10 a 100 LMH. O fluxo é determinado diretamente pela força motriz e pela resistência hidráulica total oferecida pela membrana.

Para os processos atuais de MBR que contemplam a separação de biomassa, a força motriz é a pressão transmembrana (TMP; do inglês *transmembrane pressure*), que é definida pela diferença de pressão estabelecida entre o lado do permeado e da alimentação ou rejeito (WEF, 2006; GÜNDER, 2001). A TMP é usada com o fluxo para indicar o nível de *fouling* do sistema de membrana (WEF, 2006).

A resistência da membrana é dada pela relação expressa na Equação 3.8.

$$R = \frac{\Delta P}{\eta \cdot J} \quad (3.8)$$

onde:

R: Resistência da membrana (1/m)

ΔP : TMP (Pa)

η : Viscosidade dinâmica (Pa.s)

J: fluxo ($\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$)

A resistência R inclui um número de componentes, a saber:

- a) a resistência da membrana;
- b) a resistência da camada de deposição, e
- c) a resistência oferecida pela região na interface solução:membrana.

A resistência da membrana é governada pelo material da membrana e principalmente pelo tamanho do poro, porosidade da superfície e pela espessura da membrana. A resistência da camada de deposição está associada com o mecanismo de filtração que é dependente da membrana e das características dos sólidos filtrados (WEF, 2006). A permeabilidade (K) é o inverso da resistência da membrana (R).

A resistência oferecida pela região da interface solução:membrana está relacionada com a polarização da concentração² que para processos seletivos, tais como a Osmose Reversa, produzem uma solução de pressão osmótica à superfície

² **Polarização de concentração:** “O fato de a concentração do soluto próximo à superfície da membrana ser maior do que no seio da solução, provoca um movimento difusivo deste soluto no sentido de retornar ao seio da solução” (HABERT, 2006).

da membrana que é maior que a solução de alimentação e isto causa um movimento de líquido contrário ao fluxo direto de permeado, contribuindo com a resistência ao escoamento (HABERT, 2006).

3.3.4.2 Filtração axial (*Dead-end*) e tangencial (*Cross Flow*)

Uma das principais características dos processos de separação por membrana é que eles podem se operados em escoamento tangencial (*Cross Flow*), além da operação clássica do tipo filtração axial (*Dead-end*). Quando se tratar do solvente puro e sem interação com o material da membrana, o fluxo permeado, para uma dada pressão de operação, deve ser constante com o tempo para os dois modos de operação.

No caso de uma solução ou suspensão sendo processada no modo filtração axial, o permeado passa através da membrana e o soluto, ou os materiais em suspensão, são retidos, acumulando-se na superfície da membrana. Trata-se de um modo de operação fundamentalmente transiente, uma vez que a concentração do soluto próximo à membrana aumenta com o tempo (Figura 3.8) (HABERT, 2006).

Na filtração de escoamento tangencial a solução ou suspensão escoam paralelamente à superfície da membrana enquanto o permeado é transportado transversalmente à mesma. Neste caso, o escoamento paralelo à membrana limita o acúmulo do material retido sobre a mesma, tornando possível uma operação do sistema em condições de regime estabelecido de transferência de massa (Figura 3.8) (HABERT, 2006).

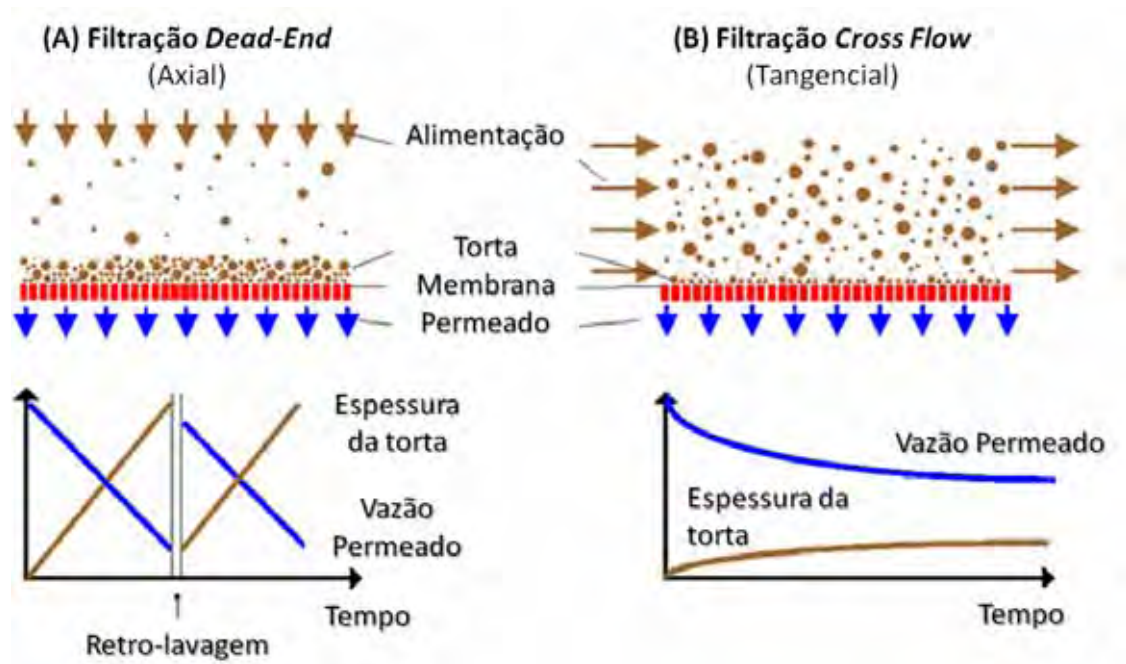


Figura 3.8: (A) Modo de Filtração Axial e (B) Tangencial.

FONTE: Günder (2001)

Segundo Judd (2006) a filtração sempre conduz a um aumento na resistência da vazão. Na filtração axial a resistência aumenta de acordo com a espessura da torta formada sobre a membrana, que seria esperado ser aproximadamente proporcional ao volume de filtrado passado. A permeabilidade diminui a uma taxa proporcional à concentração de sólidos e ao fluxo, demandando limpezas periódicas para restabelecer o fluxo de permeado.

Para o processo de filtração tangencial, a deposição de sólidos continua até que as forças adesivas que ligam a torta à membrana fiquem balanceadas com as forças de atrito do fluido (somente fluido ou mistura com ar) sobre a membrana e arrastem parte da torta para dentro da corrente de rejeito (VISVANATHAN e BEM AIM, 1989).

Considerando-se a condição de remoção contínua da torta, o processo de filtração tangencial tenderia a atingir as condições de regime permanente

determinado pelo grau de polarização da concentração. Na prática, um pseudo-regime permanente é alcançado devido ao inevitável acúmulo de materiais por deposição ou adsorção (BOWEN, 1995). A Figura 3.8 (nos gráficos) ilustra as variações de fluxo ao longo do tempo para os processos axial e tangencial de filtração.

3.3.4.3 Limpeza química e controle de deposição (*Fouling*)

Uma vez que o fluxo e força motriz estão interligados, qualquer um pode ser fixado para propósitos de projeto. Para os processos pressurizados convencionais de filtração de água é usual fixar o valor de fluxo e então estabelecer a TMP ideal para se atingir o fluxo desejado. O principal impacto na manutenção do fluxo operacional está na determinação do período entre lavagens, que podem ser físicas ou químicas. O diagrama da Figura 3.9 ilustra os tipos de limpeza possíveis em processos de separação por membranas.

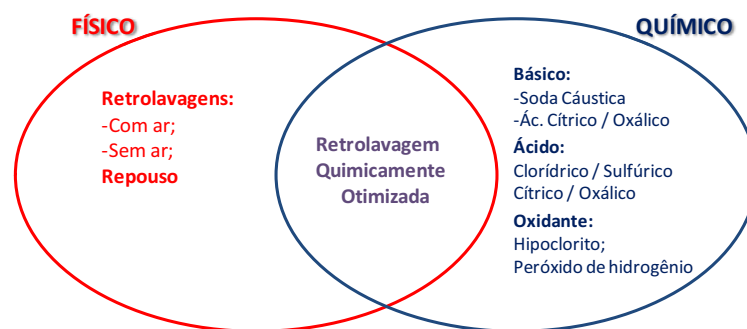


Figura 3.9: Métodos de limpeza de membranas

FONTE: Judd (2006)

Em sistemas MBR a limpeza física é alcançada através de retrolavagem que é a inversão do fluxo normal de filtração, ou seja, o permeado passa para o lado da alimentação. Este processo é, muitas vezes, melhorado com a inserção de ar para aumentar a turbulência e arraste de impurezas.

Há um ponto exato na inserção de ar que conduz à melhor vazão de duas fases ar-líquido para se atingir a máxima eficiência na facilitação do fluxo e limpeza de membranas para MBRs. Vários estudos de modelos hidrodinâmicos encontraram este escoamento ótimo ar-líquido através de membranas tubulares que é denominado de *slug flow* (CABASSUD et al., 1997; GHOSH e CUI, 1999; CUI e WRIGHT, 1994; MERCIER et al., 1997). No *slug flow* a movimentação do fluído pela passagem das bolhas é regular e devido às correntes formadas conduz a máxima limpeza. A Figura 3.10 mostra esse fluxo comparado aos demais que podem surgir quando da inserção de diferentes vazões de ar em correntes de líquidos em canais cilíndricos.

A limpeza química em MBRs é executada com ácidos minerais ou orgânicos, soda cáustica ou usualmente com hipoclorito de sódio. Alternativamente, uma solução de baixa concentração do agente químico de limpeza pode ser adicionada à retrolavagem para produzir uma retrolavagem quimicamente otimizada (CEB, do inglês *Chemical Enhanced Backwashing*) (JUDD, 2006).

A limpeza física é menos onerosa que a limpeza química por várias razões. É um processo geralmente mais rápido, gastando menos de dois minutos. Não demanda a utilização de produtos químicos, conseqüentemente não gera efluentes com produtos químicos e também é menos agressiva à membrana (WEF, 2006). Por outro lado é menos eficiente que a limpeza química.

A limpeza física remove sólidos grosseiros aderidos à superfície da membrana, geralmente denominado de deposição reversível ou temporário, enquanto que a limpeza química remove o material mais incrustado normalmente conhecido como deposição irreversível ou permanente (JUDD, 2006).

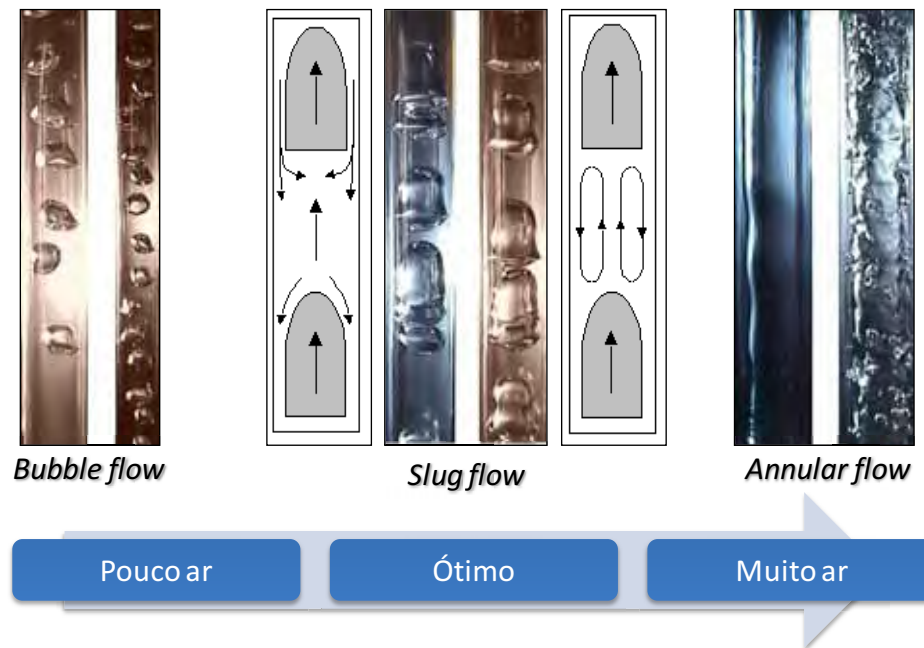


Figura 3.10: Regimes de fluxos ar-líquido em canais cilíndricos

FONTE: Adaptado de Norit (2008)

Segundo Habert (2006), a deposição pode ocorrer através de vários fenômenos físico-químicos e biológicos que basicamente se resumem na aderência de material sólido sobre as membranas ou dentro da estrutura da membrana (restrição dos poros ou oclusão total), porém deve ser diferenciado do *clogging* (entupimento) que é o preenchimento total e permanente dos canais da membrana devido ao baixo desempenho hidrodinâmico. A deposição é um processo reversível que pode ser removido por limpeza física ou química, ou minimizado através de freqüentes *flushings*³.

Em MBRs, assim como em outros processos de separação por membrana, é o balanço entre o fluxo adotado, o protocolo de limpezas químicas e físicas e o controle da polarização de concentração que determinam a extensão da deposição

³ **Flushing:** passagem da corrente de alimentação com alta velocidade para remover o excesso de sólidos formado na torta sob a superfície da membrana (WEF, 2006).

(fouling) e sua supressão. Sendo assim, de maneira geral o controle da deposição pode ser estabelecido pelo pré-tratamento do fluído de alimentação e pelas limpezas químicas e físicas (METCALF; EDDY, 2003).

3.4 A TECNOLOGIA DO BIORREATOR DE MEMBRANAS (MBR)

O Biorreator de membranas (MBR) consiste de um reator biológico com biomassa suspensa e a separação de sólidos através de membranas de micro ou ultrafiltração com poros que variam de 0,4 μm a 30 nm (METCALF; EDDY, 2003). Conseqüentemente a diferença do processo de Lodos Ativados está concentrada na separação do lodo ativado do efluente tratado (GÜNDER, 2001), ou seja, o processo de Lodos Ativados utiliza um reator aerado seguido de um decantador secundário para clarificação, enquanto o MBR separa o lodo, após o reator aerado com sistemas de filtração por membranas (WEF, 2006).

3.4.1 Configurações do Processo MBR

Há dois tipos básicos de sistemas MBR:

- MBR com membranas pressurizadas externas ao biorreator, ou
- MBR com membranas sob vácuo submersas no biorreator

Ou comumente chamados de *Sidestream Membrane Biorreactors* (sMBR) e *Immersed Membrane Biorreactors* (iMBR), respectivamente MBR externo e MBR submerso (WEF, 2006). Os esquemas da Figura 3.12 ilustram a situação

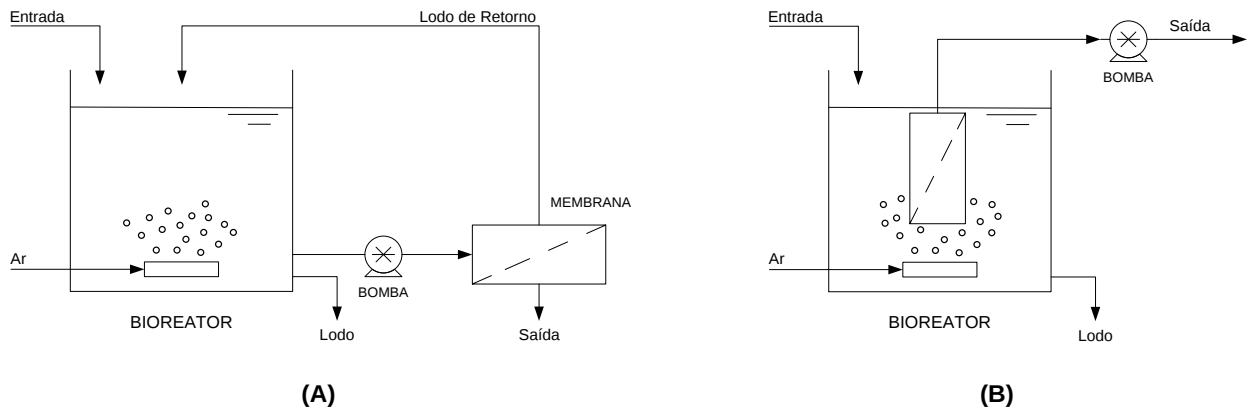


Figura 3.11: Fluxograma esquemático do MBR externo (A) e submerso (B)

No SMBR as membranas são instaladas em módulos fechados os quais são alimentados com o lodo ativado. O permeado é encaminhado para a disposição desejada enquanto o lodo concentrado (rejeito) retorna para o biorreator como lodo de retorno. No iMBR as membranas estão instaladas dentro do biorreator, mas é comum a instalação das membranas num tanque a parte denominado de tanque de membranas. Neste caso o permeado é retirado através do vácuo que se exerce nas membranas e portanto o concentrado permanece no tanque não havendo corrente de lodo de retorno (GÜNDER, 2001).

Segundo Günder (2001) os seguintes requisitos são de fundamental importância na operação dos MBR, independente do tipo:

- suprimento de oxigênio para o biorreator;
- mistura do lodo ativado no tanque de aeração;
- diferença de pressão transmembrana nas unidade de filtração, e
- fluxo tangencial (*Cross flow*) para controle da deposição de lodo.

De acordo com o exposto, cada requisito é alcançado de uma forma diferente ou é o resultado de uma combinação de efeitos. Para o arranjo externo, por exemplo, o fluxo tangencial é garantido por uma bomba que simultaneamente cria a

pressão transmembrana necessária para o processo de filtração. O suprimento de oxigênio e a mistura do lodo ativado no biorreator são conseguidos por um sistema externo de aeração que ao mesmo tempo aera a mistura de lodo e a homogeneíza.

Para o arranjo submerso o fluxo tangencial é garantido pela ascensão de macro bolhas de ar. Para isto um soprador com difusores específicos, instalados em baixo do conjunto de membranas possibilita a geração do fluxo tangencial. Devido a esta aeração tangencial a agitação e introdução de oxigênio do tanque de aeração são garantidas facilmente. Uma bomba de vácuo na linha de permeado gera a pressão transmembrana exigida para filtração (GÜNDER, 2001).

3.4.2 A evolução da tecnologia MBR

Os primeiros MBRs foram desenvolvidos pela Dorr-Oliver na década de 60 com aplicação para tratamento de esgoto em navios. Estes sistemas eram baseados no conceito sMBR, ou seja, a unidade de membrana era instalada fora do biorreator como um sistema de separação sólido-líquido (BEMBERIS, *apud* JUDD, 2006). Desde então, várias configurações foram desenvolvidas para os sistemas MBR. A Tabela 3.8 traz um breve histórico da evolução dos sistemas MBR no mundo.

3.4.3 Remoção de matéria orgânica e nutrientes em MBR

A utilização da tecnologia MBR para o tratamento de esgoto sanitário remonta à década 60, porém o uso de MBR para o tratamento de águas residuárias industriais é mais recente e apresenta uma tecnologia em desenvolvimento (BERNARD, 2006)

Tabela 3.8: Resumo do desenvolvimento e comercialização dos sistemas MBRs

Período	Evento
Fim de 1960	Dorr-Oliver desenvolve o primeiro SBR por placas planas.
Começo de 1970	Thetford Systems comercializa o processo SBR tubular <i>Cycle-Jet</i>® para reuso de água nos EUA.
Começo de 1980	TechSep (Rhône-Poulenc, mais tarde Novasep Orelis) comercializa o SBR por placas planas Pleiade® para reuso de água no Japão
Meio de 1980	- Nitto-Denko adquire uma patente Japonesa num iMBR por placas planas; - Universidade de Tóquio testa iMBR por fibra oca;
Meio de 1990	- Kubota comercializa iMBR por placas planas no Japão; - Weir Envig comercializa o SBR ADUF baseada nas membranas Membralox; - Zenon comercializa iMBR vertical por fibra oca ZeeWeed® na América do Norte e Europa – adquire a Thetford em 1993; - Wehrle comercializa o SBR tubular Biomembrat; - Mitsubishi Rayon comercializa o iMBR por fibra oca fina Sterapore™ de orientação horizontal;
Início de 2000	- US Filter comercializa o iMBR vertical por fibra oca MemJet®; - Huber comercializa iMBR rotativo por placas planas; - Koch adquire o sistema Puron (iMBR por fibra oca vertical); - Toray introduz o iMBR por placas planas; - Mitsubishi Rayon introduz o iMBR por fibra oca vertical; - Norit X-Flow o sistema SBR tubular air-lift de baixa pressão

FONTE: Adaptado de Judd (2006)

Kimura e Nishisako (2008) estudaram um MBR submerso de fibras ocas com chicanas para nitrificação e desnitrificação simultâneas e remoção de fósforo. Em torno de 85, 77% e 97% de DQO, nitrogênio total e fósforo, respectivamente, foram removidos do esgoto municipal. Relataram também que as taxas de aeração e reciclo do lodo não causaram grande impacto na remoção de material carbonáceo e nitrogenado.

Ersu *et. al.* (2008) estudaram a remoção de material carbonáceo e nitrogenado tratando esgoto doméstico sintético contendo em média DQO de 510 mg/L, 42,6 mg/L de NT e 11,4 mg/L de fósforo total em um MBR submerso de placa plana em escala de laboratório composto de dois compartimentos: um anóxico e um

aeróbio onde estavam as membranas. O melhor resultado se deu com recirculação de 100% de lodo e 100% de permeado, em relação à vazão afluyente, apresentando resultados de 93,2%, 76,3% e 58,7% de remoção de DQO, NT e fósforo total, respectivamente. O reator operou com F/M de 0,11 a 0,22 kg COD/kg SSV dia e COV de 0,46 a 0,91 kg DQO/m³ dia.

Se comparado com os processos de Lodos Ativados o reator estudado por Ersu et al (2008) apresentou baixa relação F/M devido principalmente à alta concentração de SSV no tanque de aeração (8 g/L). Para sistemas convencionais a relação F/M é 0,3 a 0,6 kg COD/kg SSV dia e a COV é de 0,8 a 2,0 kg DQO/m³ dia (METCALF; EDDY, 2003; STEPHENSON, 2000).

Zoh e Strenstrom (2002) propuseram um MBR externo com membranas cerâmicas em escala de bancada tratando água residuária sintética da indústria de explosivos, contendo DQO de 357 mg/L e 174 mg/L de NT nas formas de N-NO₂- e N-NO₃-, operando apenas com um reator anóxico (12 L), atingiu 97% de remoção de DQO e 66% de remoção de nitrogênio total. O reator operou com 1,82 kg DQO/kg SSV dia de relação F/M e 0,50 kg NT/kg SSV dia de relação N/M. A COV máxima foi de 0,72 kg DQO/m³ dia.

Wu et al. (2008) estudaram um MBR para tratamento de efluente sintético do processo de produção de cristal líquido, contendo 800 mg /L de monoetanolamina, 430 mg /L de sulfóxido de dimetil, e 90 mg /L de hidróxido de tetra metil amônio, obtendo eficiência de remoção de 99% para os três compostos.

Kim et al (2006) tratando efluente oleoso proveniente de uma fábrica de motores em um MBR externo com membranas tubulares (8mm de diâmetro de fibra) em PVDF, obtiveram eficiência de remoção em DQO e N-NH₄⁺ de 90%. O sistema

operava com DQO afluente de 3400 mg/L e concentração de NTK de 150 mg/L e com cerca de 7000 mg/L de SST no tanque de aeração.

Chen et al. (2003) estudaram a remoção de DQO e nitrogênio de água residuária de indústria EPTO (*electronics and photonics technology office*) em um sistema MBR. A planta piloto consistia em um sistema de lodos ativados pré-anóxico com a etapa de separação sólido/líquido sendo promovida por um sistema de ultrafiltração submersa. As eficiências alcançadas na remoção de DQO, NTK e NT foram de 94%, 90% e 75%, respectivamente, com tempo de retenção hidráulica de 1,7 dia e razão de recirculação de nitratos igual a 3. A concentração de SST no tanque de aeração foi de 8 g/L em média.

Baek e Pagilla (2008) conseguiram obter 89%, 97% e 84% de remoção de DQO, NTK e NT em esgoto doméstico, respectivamente operando um MBR externo de membranas tubulares (6 mm de diâmetro de fibra) com o objetivo de promover a nitrificação e desnitrificação simultânea. A COV aplicada foi de 0,11 a 0,64 kg DQO/m³ dia e a concentração de sólidos no reator foi de 6,5 g/L.

Em um outro estudo sobre nitrificação e desnitrificação simultâneas Patel e Nakhla (2006) obtiveram 99% de remoção de DQO e N-NH_4^+ , 98% de remoção de NTK e 97% em remoção de fósforo total tratando esgoto sintético. O MBR submerso com membranas de fibra oca (0,04 μm de diâmetro de poro) possuía um tanque anóxico e um tanque de aeração.

3.4.4 O conceito do fluxo crítico e fluxo sustentável em MBR

Segundo Bachim et al. (2006), o conceito de fluxo pode ser definido de dois modos: “o fluxo na qual a pressão transmembrana começa a desviar-se da linha da água pura” ou “é o primeiro fluxo de permeado no qual a deposição (*fouling*)

irreversível aparece na superfície da membrana”. A linha da água pura é relação TMP-Fluxo ideal, na qual a deposição (*fouling*) não se verifica (Figura 3.12).

O fluxo crítico ainda pode ser classificado de duas formas: forte e fraca. A forma forte é o fluxo ao qual a TMP começa a se desviar a partir da linha da água pura, que é linear. Para a forma fraca assume-se que há uma deposição muito rápida na partida e então a relação TMP - fluxo fica abaixo da linha da água pura. O fluxo crítico (forma fraca) é o ponto em que esta linha se torna não-linear (FIELD et al., 1995).

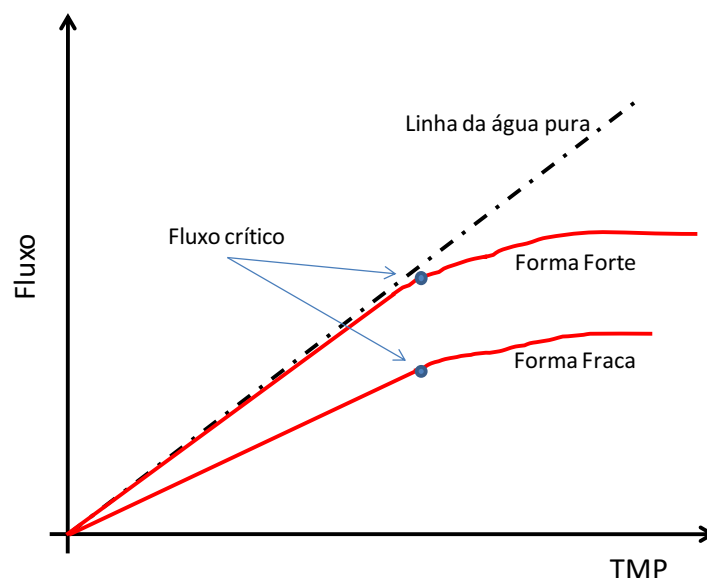


Figura 3.12: Formas de fluxo crítico segundo definição de Field et al. (1995)

FONTE: Bachim et al. (2006)

A medida do fluxo crítico experimentalmente pode ser realizada impondo-se um fluxo fixo no sistema de filtração e medindo-se a TMP ou pela imposição de uma TMP fixa acompanhada da medição na queda do fluxo.

Porém, devido às características de forte tendência de deposição que a suspensão de lodo biológico possui, segundo Aimar (2004), o melhor método para

esta investigação é manter um determinado fluxo e se monitorar a variação da TMP ao longo do tempo.

Há vários métodos de determinação do fluxo crítico e o mais utilizado em MBR é o método dos fluxos em degrau, no qual, aumenta-se gradualmente o fluxo e mede-se o aumento correspondente da TMP. Este método pode ser facilmente utilizado em MBR escala piloto ou industrial, embora o valor do fluxo crítico que se encontra esteja relacionado com o composto dominante que causa a deposição. Algumas aplicações deste método têm demonstrado a necessidade de uma modificação na formulação original do fluxo crítico para MBR, pois, mesmo sob condições de fluxos muito baixos, um aumento gradual da TMP pode ser observado (BOUHABILA et al., 1998; LE-CLECH et al., 2003).

A verdade é que existe grande dificuldade de se calcular o fluxo crítico verdadeiro para sistemas MBR devido à grande variabilidade que sofre o lodo biológico mediante às mudanças na qualidade do afluente bruto e dos ajustes operacionais (JUDD, 2006)

Particularmente, a junção da hipótese do fluxo crítico com a otimização de custos do processo tem conduzido ao que se chama de fluxo sustentável, que representa o valor do fluxo abaixo do qual as taxas de deposição são economicamente aceitáveis para a operação da planta.

A sustentabilidade do fluxo é geralmente medida em ensaios de longo prazo em que um fluxo sub-crítico é imposto e o perfil da TMP é monitorado. Tal método, originalmente proposto pelo Grupo de Pesquisa de Membranas da UNESCO para um MBR tratando efluente de um UASB (CHO e FANE, 2002), tem sido aplicado em sistemas MBR de diferentes tamanhos alimentados com águas residuárias sintéticas ou reais (OGNIER et al., 2004; WEN et al., 2004; BROOKES et al., 2006).

Guglielmi et al. (2007) tratando esgoto municipal em MBR submerso, testando fluxos que variavam de 17 a 30 LMH, em ensaios de longo prazo de operação, encontraram fluxo crítico de 28 LMH. O reator foi operado com concentrações de sólidos de 7,7 g/L com tempo de retenção celular de 20 dias.

Em outro estudo, Marel et al. (2009) encontraram fluxo crítico de 52 LMH em membranas planas de PVDF tratando esgoto municipal. O reator biológico era composto de dois compartimentos, um anóxico e outro aeróbio e operou com concentração de SST de 10 g/L e tempo de retenção celular de 25 dias.

Le Clech et al. (2003) tratando esgoto sanitário em um MBR de fibras ocas submerso, encontraram fluxos críticos de 10 e 18 LMH, respectivamente para o esgoto real e sintético. O reator operou com concentração de SST no tanque de aeração de 3 g/L para ambas as alimentações. Não houve descarte de lodo durante os ensaios.

4 DEFINIÇÃO DO PROBLEMA

A fábrica de aminoácidos da Ajinomoto Interamericana Ind. e Com Ltda., situada na cidade de Valparaíso – SP, doravante denominada Ajinomoto – VP, possui um sistema de lodos ativados com remoção de nitrogênio do tipo Bardenpho de quatro estágios. A ETE da Ajinomoto trata águas residuárias provenientes do processo fabril com cerca de 7000 kg DBO (Demanda Bioquímica de Oxigênio) por dia de matéria carbonácea e cerca de 700 kg nitrogênio por dia.

Devido a ampliação da unidade fabril há uma necessidade em se tratar 10.000 kg DBO/dia e 1.000 kg N/dia e para tanto se faz necessário a ampliação da capacidade atual da ETE existente para os níveis citados. Esta ampliação deve ser feita sem a necessidade de aumento dos reatores biológicos.

Para tanto, se deseja utilizar a tecnologia MBR (com membranas externas), com os devidos ajustes, para que a ETE passe a tratar mais e melhor o efluente produzido pela fábrica de aminoácidos. Devido a isto, um biorreator de membranas externas, em escala piloto, foi construído e operado com a finalidade de suprir dados para um projeto em maior escala, que suporte as novas exigências de tratamento.

5 MATERIAL E MÉTODOS

5.1 DESCRIÇÃO GERAL DO EXPERIMENTO

O presente estudo foi conduzido em um protótipo piloto de biorreator de membranas externas para a avaliação da remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada tratando água residuária industrial da fábrica de aminoácidos da Ajinomoto Interamericana Indústria e Comércio Ltda., instalada em Valparaíso, SP. Para tanto o estudo foi desenvolvido em duas etapas. O presente estudo foi conduzido por 63 dias, durante 15 de julho a 15 de setembro de 2009.

A primeira etapa compreendeu a partida do protótipo com o lodo da ETE existente e a realização de ensaios preliminares que objetivaram o ajuste do sistema de ultrafiltração. Esta etapa, com duração de duas semanas, foi importante para a confirmação dos dados do fabricante das membranas, bem como dos parâmetros de projeto adotados para o dimensionamento de cada equipamento.

O Controlador Lógico Programável (CLP) usado no protótipo piloto também foi ajustado para obter-se um melhor desempenho de cada equipamento e das malhas de controle (vazão, pH, oxigênio dissolvido e pressão transmembrana).

A segunda etapa, com duração de seis semanas, compreendeu a operação do biorreator de membranas. Devido ao fato do lodo inoculado estar adaptado à água residuária, não foi necessário reservar tempo para a adaptação da biomassa.

Nesta etapa manteve-se o tratamento biológico sob condições estáveis para uma melhor avaliação dos parâmetros do sistema de separação por membranas. Durante todo o período foram realizados descartes de lodo regulares com o objetivo de controlar a concentração de sólidos suspensos totais no interior do biorreator. Análises físico-químicas foram realizadas para caracterização do afluente, do

efluente tratado, do lodo biológico, e dados sobre a operação do sistema de ultrafiltração foram registrados e estocados na memória do CLP.

O sistema de ultrafiltração requereu limpezas químicas freqüentes para promover a recuperação de fluxos de permeado e ao final do experimento foi realizada uma caracterização qualitativa do lodo biológico do protótipo piloto e da ETE atual. Maiores detalhes do desenvolvimento do experimento serão apresentados a seguir.

5.2 PROTÓTIPO PILOTO DE BIORREATOR DE MEMBRANA (MBR)

O protótipo piloto de biorreator de membranas que foi utilizado para a execução desta pesquisa foi projetado para tratar água residuária da fabricação de aminoácidos a uma vazão de 85 a 170 L/h. Um fluxograma de processo detalhado é mostrado na Figura 5.1.

O protótipo piloto está equipado com um tanque de equalização de 1,0 m³ que tem a função de estocar o efluente para cada intervalo de alimentação. A caracterização do afluente foi realizada a cada 8 horas para se ajustar a vazão de alimentação, devido às variações na concentração de matéria orgânica que ocorreram na água residuária em estudo.

A partir do tanque de equalização uma bomba de deslocamento positivo recalca o afluente bruto, a uma vazão constante, através de um filtro tipo cesto para o tanque anóxico. A vazão de alimentação foi controlada por medidor eletromagnético que ajustava automaticamente (através do CLP) a rotação do motor da bomba.

O tanque anóxico, com volume de 0,6 m³, foi equipado com um agitador mecânico que tem a função de manter a biomassa em suspensão e promover a mistura completa do meio reacional. Após o tanque anóxico o efluente passava para o tanque aeróbio. Foi instalado no tanque aeróbio, com volume de 2,0 m³, uma malha de difusores de membranas para aeração com bolhas finas, um sensor de pH e um sensor para medição do oxigênio dissolvido, ambos conectados ao CLP.

O sistema de aeração foi equipado com um soprador do tipo *roots* para fornecimento de ar. A vazão de ar era ajustada pelo CLP através de controle de velocidade da rotação do motor do soprador para a manutenção de uma concentração de 2,0 a 4,0 mg O₂/L no interior do tanque de aeração.

No tanque de aeração foi instalado uma bomba de recirculação interna que conduzia a mistura de lodo mais efluente para o tanque anóxico a uma razão de 1 a 5 vezes a vazão de alimentação. A vazão de recirculação era controlada através do CLP com o auxílio de um medidor de vazão eletromagnético instalado na linha.

Após o tanque de aeração, o lodo circulava pela unidade de filtração composta por dois módulos de membranas de ultrafiltração, na qual o lodo era separado do efluente tratado. Os módulos de membrana (X-Flow mod. 13PEF4385), que operaram com vazão de circulação de 8 m³/h poderiam produzir até 85 L/h de permeado. Antes de ser encaminhado à unidade de filtração, o lodo passava através de um filtro de 1000 µm que servia de proteção ao sistema de ultrafiltração evitando que sólidos grosseiros danificassem as membranas.

O sistema de ultrafiltração foi operado no modo de filtração tangencial de baixa pressão com inserção de ar durante a filtração (sistema *air-lift*). Este modo de filtração permite operar uma membrana de ultrafiltração tubular com baixa pressão transmembrana.

A posição dos módulos de membranas foi alterada (colocadas na vertical) da configuração habitual para permitir a inserção do ar. O mistura ar-líquido tem a função de proporcionar maior turbulência e com isto pode-se diminuir a velocidade tangencial, ou seja, a vazão e pressão são proporcionalmente menores do que no modo convencional de ultrafiltração tubular. Mais detalhes sobre o uso do ar com a finalidade de gerar turbulência é discutido no item 3.3.4.3 “controle de deposição”.

A rotina de filtração, retro-lavagem periódica e limpeza química eram realizadas automaticamente com auxílio do CLP. A pressão transmembrana, bem como o fluxo através das membranas, eram monitorados a todo o momento por meio de dois sensores: um de pressão diferencial (tomando medidas da linha de alimentação de lodo e linha de permeado) e um medidor de vazão eletromagnético instalado na linha de permeado. O medidor de vazão controlava a bomba que regulava a produção de permeado. As medidas da TMP, vazões e demais variáveis de processo foram armazenadas na memória do CLP e eram retiradas regularmente.

O permeado produzido pelas membranas ficava estocado num tanque, com volume de 1,0 m³, para ser usado na retrolavagem. O excesso do efluente tratado era enviado à ETE da Ajinomoto.

O protótipo piloto também foi equipado com três sistemas de dosagens químicas, a saber: dosagem de soda cáustica para correção da alcalinidade no tanque aeróbico, dosagem de ácido cítrico e hipoclorito para as limpezas químicas do sistema de ultrafiltração.

As características de cada equipamento (material, vazão, pressão, fornecedor e modelo) podem ser verificadas na Tabela 5.1. O dimensionamento dos reatores biológicos e do sistema de ultrafiltração está disponível nos Apêndices ao final da

dissertação. As Figuras de 5.2 a 5.4 mostram imagens do protótipo piloto já em operação.



Figura 5.2: Vista lateral do protótipo piloto de MBR



Figura 5.3: Vista frontal do protótipo piloto de MBR



Figura 5.4: Vista superior do reator aeróbio e detalhe do sistema de ultrafiltração

5.3 MÓDULOS DE ULTRAFILTRAÇÃO

Os dois módulos de ultrafiltração utilizados foram especialmente produzidos para se adaptar ao protótipo piloto, ou seja, para atender as dimensões do equipamento.

Na Tabela 5.2 descreve-se as principais características de cada módulo de ultrafiltração.

As Figuras 5.5 e 5.6 mostram detalhes do módulo de membranas de ultrafiltração.

Tabela 5.1: Especificação de equipamentos do protótipo piloto

Item	Volume	Vazão	Modelo / Especificação	Fornecedor
Tanque de Equalização	1,0 m ³	-	Cilíndrico Vertical, Aberto, em Polietileno	ALPINA
Filtro	-	200 L/h	Tipo Cesto, Malha 500 µm, carcaça e tela em Polipropileno	MICRONLINE
Bomba de Alimentação	-	200 L/h	Tipo helicoidal, Mod. BY-15	NETZSCH
Bomba de Recirculação	-	1000 L/h	Tipo helicoidal, Mod. BY-15	NETZSCH
Aagitador Mecânico	-	-	Pás inclinadas 45°, 150 mm de diâmetro em AISI 316.	BOMAX
Tanque Anóxico	0,6 m ³	-	Prismático aberto em PRFV	ML FIBER
Tanque Aeróbico	2,0 m ³	-	Prismático aberto em PRFV	ML FIBER
Malha de aeração	-	-	08 Difusores de bolhas finas - Membranas tubulares de EPDM.	WASSERLINK
Soprador	-	120 Nm ³ /h	Tipo roots, Serie Omega 52P	KAESER
Bomba de Circulação	-	16 m ³ /h	Centrífuga, vertical, Modelo CRE	GRUNDFOS
Bomba de Permeado	-	200 L/h	Tipo helicoidal, Mod. BY-15	NETZSCH
Filtro	-	16 m ³ /h	Tipo Cesto, Malha 1000 µm, carcaça e tela AISI 304	MICRONLINE
Módulo de UF	-	-	X-flow 13PEF4385	NORIT
Bomba de Retrolavagem	-	1100 L/h	Centrífuga, horizontal, Modelo CHI 2-10	GRUNDFOS
Tanque de permeado	1,0 m ³	-	Cilíndrico Vertical, Aberto, em Polietileno	ALPINA
Conjunto de Dosagem Ácido Cítrico	50 L	20 L/h	Bomba Dosadora + Tanque de estoque	PULSAFEEDER
Conjunto de Dosagem Hipoclorito de Sódio	50 L	5 L/h	Bomba Dosadora + Tanque de estoque	PULSAFEEDER
Conjunto de Dosagem de Soda Cáustica	50 L	2 L/h	Bomba Dosadora + Tanque de estoque	PULSAFEEDER
Sensor de Oxigênio Dissolvido			Modelo InPro 6050	METLER
Sensor de pH			Modelo InPro 3250SG	METLER
Medidor de Vazão		200 L/h	Eletromagnético Mod FXL500	ABB
Medidor de Vazão		1000 L/h	Eletromagnético Mod FXL500	ABB
Medidor de Vazão		200 L/h	Eletromagnético Mod FXL500	ABB
Medidor de Vazão		16 m ³ /h	Eletromagnético Mod FXL500	ABB
Sensor de Pressão Diferencial		4000 mbar		SMAR
Chave de Nível (3 unidades)				NIVETEC

Tabela 5.2: Características dos módulos de membrana

Parâmetro	Atributo
Características Construtivas	
Modelo	13PEF4385
Fabricante	NORIT
Diâmetro do módulo	90 mm
Comprimento do módulo	1000 mm
Área de filtração / módulo	1,6 m ²
Área de filtração total	3,2 m ²
Tipo de membrana	Tubular
Diâmetro da fibra	5,2 mm
Material da membrana	Poli éter sulfona (PES)
Diâmetro do poro	25 nm
Pressão máxima de operação	1250 kPa
Temperatura máxima de operação	70°C
Características de Processo	
Velocidade tangencial	0,5 m/s
Vazão de Circulação/módulo	4,1 m ³ /h
Vazão de ar (Air Lift) / módulo	4,1 Nm ³ /h
Perda de carga / módulo	0,1091 m.c.a.
Concentração máxima de SST	12 g/L

**Figura 5.5: Vista lateral do módulo de ultrafiltração**



Figura 5.6: Vista superior do módulo de ultrafiltração – detalhe para as fibras tubulares

5.4 ÁGUA RESIDUÁRIA

Os ensaios foram realizados com água residuária bruta da fábrica de aminoácidos da Ajinomoto – VP. A caracterização média do efluente bruto é descrita na Tabela 5.3.

Tabela 5.3: Caracterização do afluente bruto

Parâmetros	Valor	Unidade
pH	8,40	-
DQO	2471	mg/L
DBO ₅	1594	mg/L
NTK	276	mg/L
N-NH ₄ ⁺	184	mg/L
SST	150	mg/L

5.5 INÓCULO

O inóculo utilizado no ensaio foi retirado do retorno do decantador secundário do sistema de Lodos Ativos atualmente instalado na Ajinomoto.

O lodo do decantador secundário possuía concentração de 10.500 mg/L de sólidos suspensos voláteis (SSV) e sólidos sedimentáveis de 850 mL/L no dia da inoculação.

5.6 ANÁLISES FÍSICO-QUÍMICAS

Análise de parâmetros, tais como demanda química de oxigênio, nitrogênio amoniacal, nitrogênio total Kjeldahl, nitrito, nitrato e a série de sólidos foram realizados segundo APHA et al. (2005), com base no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. A Tabela 5.4 descreve o método utilizado para cada análise.

Tabela 5.4: Métodos analíticos utilizados para as análises químicas

Análise Química	Método Analítico	Referência APHA (2005)
Demanda química de oxigênio (DQO)	Espectrofotométrico (Refluxo fechado)	5220 D
Demanda bioquímica de oxigênio (DBO ₅)	DBO 5 dias (Método da Diluição)	5210 B
Nitrogênio amoniacal (N-NH ₄ ⁺)	Titulométrico	4500 NH3 B e C
Nitrogênio total Kjeldahl (NTK)	Titulométrico	4500 N _{org} B
Nitrogênio nitrito (N-NO ₂ ⁻)	Colorimétrico	4500 NO2 B
Nitrogênio nitrato (N-NO ₃ ⁻)	Espectrofotométrico	4500 NO3 B
Sólidos totais (ST)	Gravimétrico	2540 B
Sólidos suspensos (totais e voláteis)	Gravimétrico	2540 D e E
Oxigênio dissolvido	Potenciométrico	-
Potencial hidrogeniônico (pH)	Potenciométrico	-
Turbidez	Espectrofotométrico	2130 B

5.7 AMOSTRAGEM

Foram coletados 500 mL de cada ponto amostral (Tanque de Equalização, Reator Anóxico, Reator Aeróbio e Tanque do Permeado), em um recipiente de polietileno, formando assim amostras simples.

As amostras e as análises realizadas para fins de acompanhamento e avaliação da estação piloto foram realizadas conforme especificadas na Tabela 5.5. As aferições de pH e oxigênio dissolvido eram realizadas três vezes ao dia (a cada 8 horas).

Tabela 5.5: Plano de amostragem

Pontos amostrais	Parâmetros	Frequência	Objetivo	Unidades
Tanque de Equalização	DQO	3 x por dia	AD ¹ /CP ²	mg/L
	NTK	3 x por dia	AD ¹ /CP ²	mg/L
	pH	3 x por dia	CP ²	
Tanque Anóxico	OD	3 x por dia	CP	mg/L
	N-NO ₃ ⁻	1 x ao dia	CP	mg/L
Tanque Aeróbio	OD	3 x por dia	CP	mg/L
	pH	3 x por dia	CP	
	N-NO ₂ ⁻	1 x ao dia	CP	mg/L
	N-NO ₃ ⁻	1 x ao dia	CP	mg/L
	SSV	1 x ao dia	CP	mg/L
	SST	1 x ao dia	CP	mg/L
Tanque de Permeado	DQO	3 x por dia	AD	mg/L
	NTK	1x ao dia	AD	mg/L
	N-NO ₂ ⁻	1 x ao dia	AD	mg/L
	N-NO ₃ ⁻	1 x ao dia	AD	mg/L
	pH	3 x por dia	AD	
	Turbidez	1 x ao dia	AD	NTU
	SSV	1 x ao dia	AD	mg/L
	SST	1 x ao dia	AD	mg/L

1 - Avaliação de Desempenho; 2 - Controle de processo;

5.8 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

A investigação experimental foi realizada em duas etapas: na primeira etapa logo após a inoculação do protótipo com lodo biológico da ETE da Ajinomoto, foram realizados ajustes do sistema de ultrafiltração (testes preliminares) com a finalidade de obter uma operação estável, enquanto o protótipo era alimentado com água

residuária da produção de aminoácidos para a manutenção da biomassa. Neste período de 1 semana o objetivo era a confirmação dos parâmetros de operação definidos pelo fabricante dos módulos de membrana.

Os parâmetros importantes para a operação do sistema de ultrafiltração são: pressão transmembrana, fluxo de permeado, vazão de circulação de lodo e vazão de ar para propiciar o efeito de *air-lift* como discutido no 5.2.

Na segunda etapa, o protótipo piloto foi colocado em operação sob as mesmas condições da planta atualmente em operação, e paralelamente à avaliação de desempenho do sistema biológico, o sistema de ultrafiltração foi operado em condições de diferentes fluxos de permeado. A pressão transmembrana era registrada continuamente pelo CLP. À medida da necessidade, ou seja, quando a pressão transmembrana atingia um valor entre 350 a 450 mbar, o sistema de filtração era parado para realização de limpezas químicas (ácida e alcalina), com o objetivo de se recuperar a permeabilidade do sistema.

A seguir serão apresentados os cálculos realizados para o controle do tratamento biológico e ultrafiltração.

5.8.1 Operação do Reator Biológico

O tratamento biológico era controlado diariamente quanto à carga aplicada (carbonácea e nitrogenada), quanto à idade do lodo, quanto à carga volumétrica, bem como eram monitorados os parâmetros que determinavam o grau de eficiência na remoção dos poluentes alcançado pelo sistema.

- Cálculo da carga aplicada

A carga de matéria orgânica aplicada é calculada segundo a Equação 5.1:

$$C = S_R \cdot Q$$

(5.1)

onde:

C = carga aplicada em kg/dia;

S_R = concentração do substrato em mg/L (DQO ou NTK)

Q = vazão aplicada ao sistema biológico em m³/dia

- Cálculo da Carga Volumétrica

A carga volumétrica é obtida dividindo-se a carga aplicada pelo volume do reator biológico.

$$COV = \frac{C_{DQO}}{V} \quad (5.2)$$

$$CVN = \frac{C_{NTK}}{V} \quad (5.3)$$

onde:

COV = Carga Orgânica Volumétrica (kg DQO.m⁻³.dia⁻¹)

CVN = Carga Volumétrica Nitrogenada (kg NTK.m⁻³.dia⁻¹)

C_{DQO} = Carga aplicada (kg DQO.dia⁻¹)

C_{NTK} = Carga aplicada (kg NTK.dia⁻¹)

V = volume do reator biológico (m³)

- Cálculo da Idade do Lodo

Durante os ensaios, diariamente era descartado um quantidade de lodo para se manter a concentração de sólidos suspensos totais em no máximo 12 g/L no reator biológico. No caso deste experimento, decidiu-se realizar o descarte direto do tanque de aeração. O cálculo da idade do lodo ou tempo de residência do lodo é dado pela Equação 5.4

$$\text{Idade do Lodo} = \frac{\text{Lodo do sistema}}{\text{Lodo sai do sistema}} = \frac{V \cdot X_{TA}}{Q_{ex} \cdot X_{ex}} = \frac{V \cdot X_{TA}}{Q_{ex} \cdot X_{ex}} = \frac{V}{Q_{ex}} \quad (5.4)$$

onde:

V = Volume do reator biológico (m^3)

X_{TA} = Concentração de SSV no tanque de aeração

Q_{ex} = Vazão de descarte de lodo (m^3/dia)

X_{ex} = Concentração de SSV na corrente de descarte

Os termos X_{TA} e X_{ex} podem ser eliminados, pois a concentração de SSV na corrente de descarte é a mesma do tanque de aeração já que o descarte ocorria direto do tanque de aeração.

- Cálculo da eficiência

Todos os dias foram calculadas as eficiências de remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada do protótipo piloto. A eficiente de remoção é calculada segundo a Equação 5.5

$$\text{Eficiência (\%)} = \frac{S - S_0}{S_0} \cdot 100 \quad (5.5)$$

onde:

S = DQO, DBO, concentração de NTK ou $N-NH_4^+$ do efluente tratado;

S_0 = DQO, DBO, concentração de NTK ou $N-NH_4^+$ do afluente bruto;

5.8.2 Operação do Sistema de Membranas

O sistema de ultrafiltração, assim como o tratamento biológico, era diariamente monitorado quanto ao fluxo de permeado através das membranas, pressão transmembrana e necessidade de limpeza química.

- Cálculo do fluxo

O fluxo é definido como sendo a vazão de permeado dividida pela área superficial total de membranas. O fluxo foi calculado através da Equação 5.6.

$$J = \frac{Q_p}{A_{sup}} \quad (5.6)$$

onde:

J = Fluxo ($L.m^{-2}.h^{-1}$);

Q_p = Vazão de permeado (L/h);

A_{sup} = Área do sistema de membranas (m^2)

- Pressão transmembrana:

É definida como a diferença entre a média da pressão de alimentação e do concentrado em relação à pressão de permeado. Para o modo de filtração tangencial de operação é calculada pela Equação 5.7

$$TMP = \left(\frac{P_A + P_C}{2} \right) - P_P \quad (5.7)$$

onde:

TMP = Pressão transmembrana (mbar);

P_A = Pressão da alimentação (mbar);

P_C = Pressão do concentrado (mbar);

P_p = Pressão do permeado (mbar);

- Procedimento de limpeza química

Durante os testes foram realizados procedimentos de limpeza. Estes foram testados durante o período de testes preliminares e foram avaliados quanto a efetividade de recuperação da pressão transmembrana. Basicamente quando se atingia uma pressão transmembrana de 350 a 450 mbar a unidade de ultrafiltração era parada e as limpezas eram efetuadas.

O objetivo principal da limpeza era recuperar a pressão transmembrana mantendo-se a produção de permeado.

Foram testados 3 tipos de limpeza química: 2 tipos de limpeza alcalina e 1 de limpeza ácida. Durante todo o período de teste a limpeza ácida era realizada durante 1 hora e com uma solução de Ácido Cítrico 2% (pH ~ 2,0).

Para a limpeza alcalina o procedimento proposto inicialmente com 250 mg/L de Hipoclorito de Sódio não foi eficaz na recuperação da pressão transmembrana. Durante os testes preliminares foi executada a limpeza alcalina com uma solução de Hidróxido de Sódio 2% (pH ~ 13,0) adicionando-se 300 mg/L de Hipoclorito de sódio. A ação oxidativa do íon hipoclorito é aumentada em pH alcalino tornando a limpeza mais eficaz na remoção de deposição de origem orgânica (*biofouling*). A limpeza alcalina era realizada durante duas horas. Os resultados das limpezas químicas não serão discutidos com profundidade neste estudo.

A limpeza consistia em preencher os módulos de membrana, pelo lado do permeado (retrolavagem), com a solução (ácida ou alcalina) deixando-os de molho pelo período necessário. Após isso os módulos eram drenados e enxaguados com permeado, voltando à operação de filtração, após a realização dos dois procedimentos.

5.8.3 Determinação experimental do Fluxo Crítico

Segundo os métodos discutidos no item 3.4.4, o fluxo crítico foi determinado a partir dos ensaios de longo tempo de operação, descritos na Tabela 5.6. A variação da TMP no tempo ($\Delta\text{TMP}/dt$) e cada fluxo testado foram relacionados num plano cartesiano para se obter o fluxo crítico.

Tabela 5.6: Tabela resumo dos ensaios de investigação do fluxo sustentável

Ensaio	Fluxo testado (LMH)	Tempo do Ensaio (h)	Período / Horário
1	26	146	01/ago – 08/ago 00:01h – 19:32h
2	28	118	14/ago – 19/ago 14:32h – 12:32h
3	30	46	19/ago – 21/ago 17:20h – 11:07h
4	27	73	21/ago – 24/ago 12:46h – 14:23h
5	30	45	24/ago – 26/ago 17:17h – 11:13h
6	37	13	26/ago – 27/ago 14:40h – 03:29h
7	30	24	27/ago – 28/ago 16:37h – 14:26h
8	25	161	28/ago – 04/set 17:23h – 10:53h

Através das curvas ajustadas para cada ensaio de longo tempo, é possível calcular, por extrapolação, o tempo necessário para se atingir determinado valor de TMP. No caso simulou-se o tempo necessário para se atingir a TMP máxima de 450 mbar, que é indicativo de necessidade de limpeza química.

De posse dos tempos para atingir a TMP máxima, pode-se calcular a inclinação da reta, partindo da TMP inicial do ensaio até atingir-se a TMP de

450mbar. Esta inclinação é uma aproximação para a $\Delta TMP/dt$ e esta quando relacionada com o respectivo fluxo testado fornece o fluxo crítico.

Para cada ensaio foi feita a extrapolação dos dados e o cálculo do tempo necessário para se realizar a limpeza química. Os detalhes e cálculos desta investigação estão no item 6.3.2.

6 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados dos testes preliminares, os resultados dos ensaios com o sistema de ultrafiltração e os resultados do sistema biológico serão discutidos neste capítulo.

6.1 ETAPA 01: TESTES PRELIMINARES

6.1.1 Partida do sistema de tratamento biológico

O sistema foi inoculado com o lodo da ETE existente na Ajinomoto, portanto, já adaptado à água residuária. Os resultados da Tabela 6.1 comprovam a adaptação do lodo. A eficiência de remoção de matéria orgânica nos primeiros treze dias apresentou valores de $98,5 \pm 0,4\%$ para material carbonáceo e $88,2 \pm 3,5\%$ para material nitrogenado. Durante este período, e praticamente durante todo o teste a DQO e a concentração de NTK do afluente apresentaram grandes variações, como também verificado na Tabela 6.1.

Esta situação dificultou a operação do protótipo piloto quanto à manutenção de condições constantes de carga orgânica aplicada. As variações na DQO e na concentração de NTK são comuns para a água residuária estudada devido às inúmeras variações do processo produtivo.

Independente das condições de grande oscilação do afluente, o biorreator de membranas apresentou robustez mantendo o efluente tratado com qualidade. Entre 15/julho a 27/julho (1º período), o biorreator apresentou um valor médio de DQO de 44 ± 9 mg/L e entre 28/jul a 02/ago (2º período), o biorreator apresentou um valor médio de DQO de 62 ± 7 mg/L. Em relação à concentração de NTK, para os mesmos períodos e para o efluente tratado, o sistema apresentou valores médios de $6,0 \pm 4,0$ e $1,4 \pm 0,1$ mg/L, respectivamente.

Tabela 6.1: Características físico-químicas do afluente e efluente tratado durante a partida

Parâmetros	Características do Afluente e Efluente			
	15/jul a 27/jul		28/jul a 02/ago	
Período	Média	Desvio	Média	Desvio
Temperatura (°C)				
Afluente	27,2	±1,0	27,3	±0,7
Efluente	24,7	±1,3	25,7	±2,1
pH				
Afluente	7,7	±0,8	9,1	±0,3
Efluente	7,9	±0,4	8,3	±0,2
DQO (mg/L)				
Afluente	3073	±615	2652	±213
Efluente	44	±9	62	±7
NTK (mg/L)				
Afluente	280	±37	331	±79
Efluente	6,0	±4,0	1,4	±0,1
N-NH₄⁺ (mg/L)				
Afluente	209,6	±16,5	224,2	±14,2
Efluente	0,63	±0,25	0,42	±0,07
N-org (mg/L)				
Afluente	66,2	±16,9	106,3	±70,4
Efluente	5,4	±3,9	0,9	±0,1
N-NO₂⁻ (mg/L)				
Efluente	0,00	±0,00	0,00	±0,00
N-NO₃⁻ (mg/L)				
Efluente	26,44	±9,03	32,75	±1,77
NT (mg/L)				
Afluente	278	±37	345	±71
Efluente	32	±9	34	±2
SST (mg/L)				
Efluente	10	±4	11	±2
SSV (mg/L)				
Efluente	5	±4	8	±2
Eficiência de Remoção				
DQO	98,5	±0,4	97,7	±0,2
NTK	97,9	±1,5	99,6	±0,0
NT	88,2	±3,5	90,1	±0,5

A concentração de N-NH₄⁺ no efluente tratado manteve-se em níveis baixos sendo o valor de 0,63 ±0,25 mg/L a média para o primeiro período, e 0,42 ±0,07 mg/L a média para o segundo período, o que revela boa atividade das bactérias

nitrificantes. A eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal apresentou valores de $97,9 \pm 1,5\%$ para o primeiro período e $99,6 \pm 0,0\%$ para o segundo período.

6.1.2 Verificação dos parâmetros de projeto da ultrafiltração

Durante a partida do sistema, testes preliminares no sistema de ultrafiltração foram realizados para a verificação dos parâmetros estabelecidos pelo fabricante das membranas.

Basicamente operou-se o sistema de ultrafiltração, durante o primeiro período (15/jul a 27/jul) aplicando-se o fluxo médio de 50 LMH estabelecido pelo fabricante da membrana e no segundo período (28/jul a 02/ago) aplicou-se um fluxo médio de 30 LMH.

Durante os testes preliminares a configuração do sistema de ultrafiltração está descrita na Tabela 6.3. Esta configuração foi baseada nas orientações do fabricante da membrana.

O sistema de ultrafiltração operava de forma intermitente, ou seja, durante 7 ou 5 minutos o sistema operava realizando a filtração, ou seja, o lodo circulava pelas fibras juntamente com o ar (num fluxo em regime turbulento) e era produzida uma corrente de permeado. O lodo concentrado retornava ao tanque de aeração e o permeado era acumulado num tanque

Após o período de filtração, com o auxílio de uma bomba dedicada, era realizada a retrolavagem do sistema, na qual o fluxo de permeado era invertido para promover a retirada da torta que se acumulava na superfície da membrana. Depois de 10 segundos de retrolavagem voltava-se a operação normal de filtração. Durante a retrolavagem a bomba de alimentação continuava a circular o lodo pelas

membranas, juntamente com a inserção de ar, com o intuito de arrastar para o biorreator a torta retirada pela retrolavagem.

Tabela 6.2: Características do biorreator de membranas durante a partida

Parâmetro	Condições do biorreator de membranas			
	15/jul a 27/jul		28/jul a 02/ago	
Período	Média	Desvio	Média	Desvio
Temperatura (°C)				
Aeróbio	25,2	±1,1	25,8	±2,0
pH				
Anóxico	8,4	±0,5	8,7	±0,3
Aeróbio	8,0	±0,2	8,3	±0,2
Oxigênio dissolvido (mg/L)				
Anóxico	0,00	±0,00	0,00	±0,00
Aeróbio	3,74	±0,34	4,70	±0,42
N-NO₃⁻ (mg/L)				
Anóxico	1,27	±2,11	1,93	±2,84
Aeróbio	20,13	±6,37	24,50	±7,37
SST (mg/L)				
Aeróbio	10763	±512	10560	±654
SSV (mg/L)				
Aeróbio	9945	±499	9807	±349
Biorreator				
SSed (ml/l)	986	±9	990	±0
IVL (ml/g)	92	±5	94	±6
F/M (kg DQO/kg SSV.dia)	0,20	±0,01	0,17	±0,01
Idade do Lodo (dias)	35	±0	35	±0
Carga de DQO (g/dia)	3818	±255	3493	±253
Carga de NTK (g/dia)	356	±49	398	±34
COV (kg DQO/m ³ .d)	1,91	±0,13	1,75	±0,13
CVN (kg NTK/m ³ .d)	0,18	±0,02	0,20	±0,02
DQO/NTK	11	±2	8	±1
Vazão alimentação (L/h)	52	±6	56	±6
Vazão diária (L/d)	1164	±365	1332	±147
Ultrafiltração				
Vazão Permeado (L/h)	87	±5	101	±5
Vazão Retrolavagem (L/h)	35	±3	46	±4
Fluxo Bruto (LMH)	54	±3	32	±2
Fluxo Líquido (LMH)	33	±1	17	±1

Tabela 6.3: Configuração do sistema de ultrafiltração

Parâmetro	Período 01	Período 02
Vazão de circulação	16 m ³ /h	8 m ³ /h
Velocidade tangencial	1,0 m/s	0,5 m/s
Vazão de ar	8 Nm ³ /h	8 Nm ³ /h
Velocidade air-lift	0,5 /s	0,5 m/s
Vazão de permeado	87 L/h	101 L/h
Vazão de retrolavagem	1100 L/h	1100 L/h
Tempo de filtração	420 s	300 s
Tempo de retrolavagem	10 s	10 s
Fluxo bruto	54 LMH	32 LMH
Área de filtração	1,6 m ²	3,2 m ²

A Figura 6.1 mostra (em caráter de exemplo) quatro ciclos (filtração – retrolavagem) da ultrafiltração durante 30 minutos, entre 13h 04min e 13h 34min do dia 16/julho, após a primeira limpeza química. Durante a filtração a pressão transmembrana aumenta gradativamente demonstrando a formação da torta sobre a superfície da membrana – fenômeno denominado de deposição (*fouling*) reversível. Após a retrolavagem e retirada da torta, a pressão transmembrana decresce a valores como no início do processo de filtração.

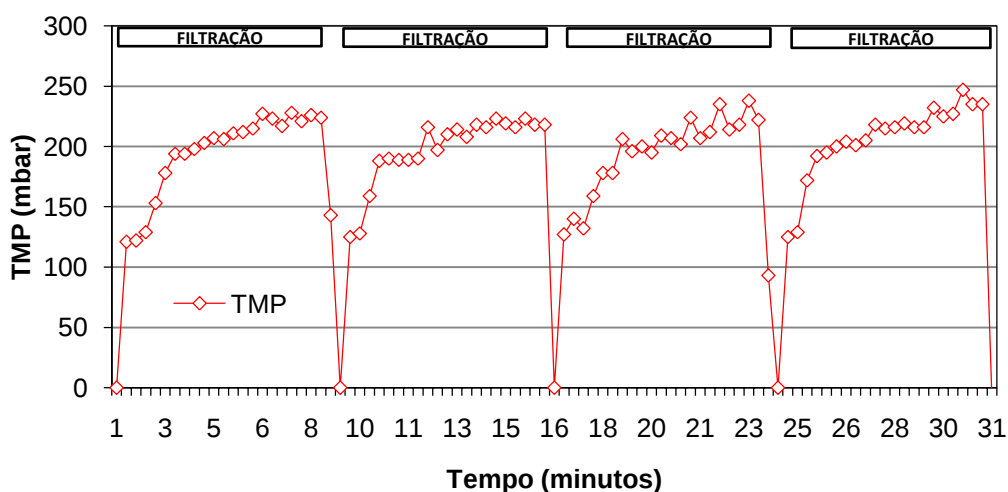


Figura 6.1: Ciclos típicos de filtração e retrolavagem para ultrafiltração tangencial

Este acréscimo e decréscimo na pressão transmembrana se repete ciclicamente, porém a cada ciclo um aumento infinitesimal ocorre na pressão transmembrana inicial e após vários ciclos a pressão transmembrana que no início oscilava em valores muito baixos (< 100 mbar) passava a oscilar em valores mais altos (> 450 mbar), como ilustra a Figura 6.2. Este aumento na faixa de oscilação é denominado de deposição (*fouling*) irreversível. Tanto o fenômeno de deposição reversível quanto irreversível são discutidos no capítulo 3.3.4.3 desta dissertação.

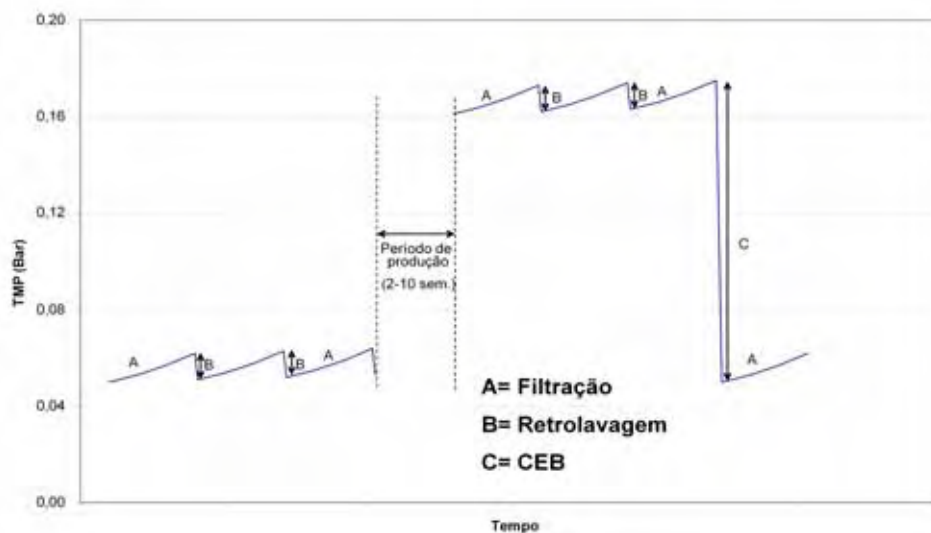


Figura 6.2: Evolução da pressão transmembrana após vários ciclos de filtração

Na Figura 6.4 pode-se observar a variação no tempo da pressão transmembrana. Segundo informações do fabricante, a pressão transmembrana deveria atingir o valor de 450 mbar entre 20 a 30 dias, quando o sistema fosse operado com fluxos na ordem de 50 LMH e concentração de sólidos suspensos totais de 12 g/L. Porém a TMP atingia este valor dentro de pouco mais de 24 horas.

Após 13 dias de tentativas de se operar o sistema com o fluxo médio de 50 LMH a alternativa para viabilizar a operação foi reduzir o fluxo de operação para cerca de 30 LMH utilizando-se para isto mais um módulo de membrana, dobrando-

se a área de filtração. Além disso, o tempo de filtração foi reduzido de 7 minutos (420 s) para 5 minutos (300 s).

Com a redução do fluxo de filtração (Figura 6.3) o perfil da pressão transmembrana ao longo do tempo apresentou comportamento mais estável, ou seja, a taxa de variação no tempo é menor do que vinha ocorrendo. As diferenças no comportamento da taxa de crescimento da pressão transmembrana em relação aos diferentes fluxos de filtração serão discutidas mais detalhadamente no capítulo 6.3.

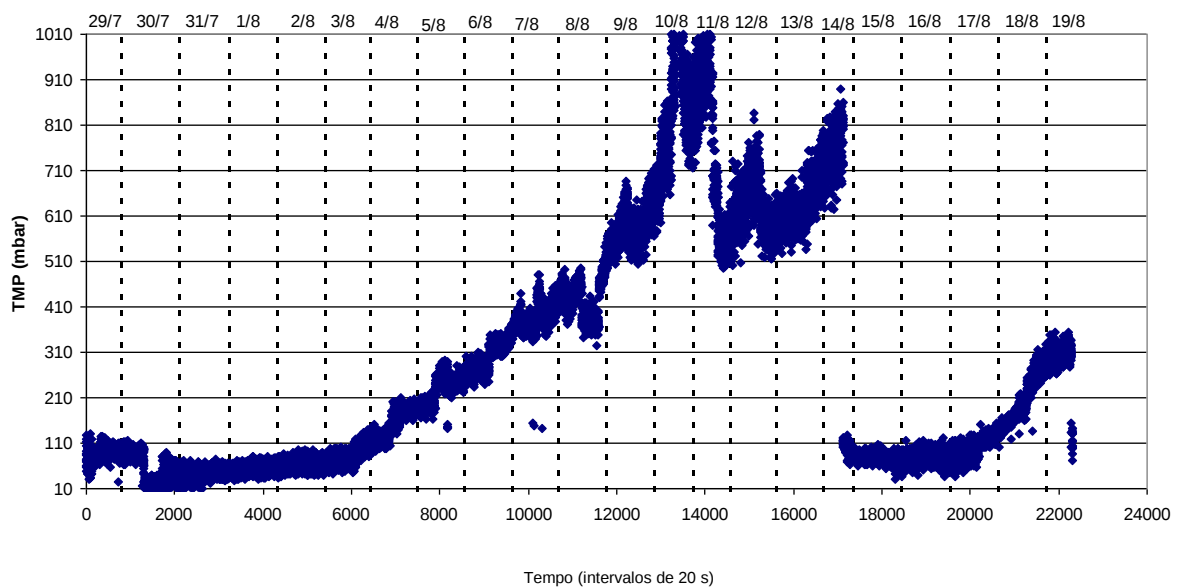


Figura 6.3: Perfil da TMP no tempo - Fluxo médio de 26 LMH

Com base nos testes preliminares decidiu-se investigar os fluxos sustentáveis ou sub-críticos abaixo de 30 LMH, pois acima deste fluxo as necessidades de parada da unidade de ultrafiltração para realização de limpeza química seriam diárias, o que dificultava o controle do biorreator devido às oscilações na carga orgânica volumétrica pela ausência de alimentação do sistema.

6.1.3 Validação dos procedimentos de limpeza química

Enquanto se testava a unidade de ultrafiltração dentro das condições do fabricante, à medida que a pressão transmembrana ultrapassava 450 mbar, era necessário, segundo o fabricante, parar a unidade para a realização de limpezas químicas.

Essas limpezas tinham a finalidade de restaurar as condições operacionais retirando as deposições orgânicas e inorgânicas da superfície da membrana que diminuem a permeabilidade da mesma, ou seja, quanto mais depósito há sobre a área filtrante mais resistência à filtração haverá.

A Figura 6.4 demonstra os vários ensaios que ocorreram durante o período de testes preliminares (17/jul a 31/jul) em relação à pressão transmembrana (TMP). A queda brusca na pressão transmembrana, entre um ensaio e outro, revela a ocorrência de limpezas químicas. Informações sobre cada ponto assinalado na Figura 6.4 encontram-se na Tabela 6.4. Nessa pode-se visualizar, também, as características de cada limpeza química.

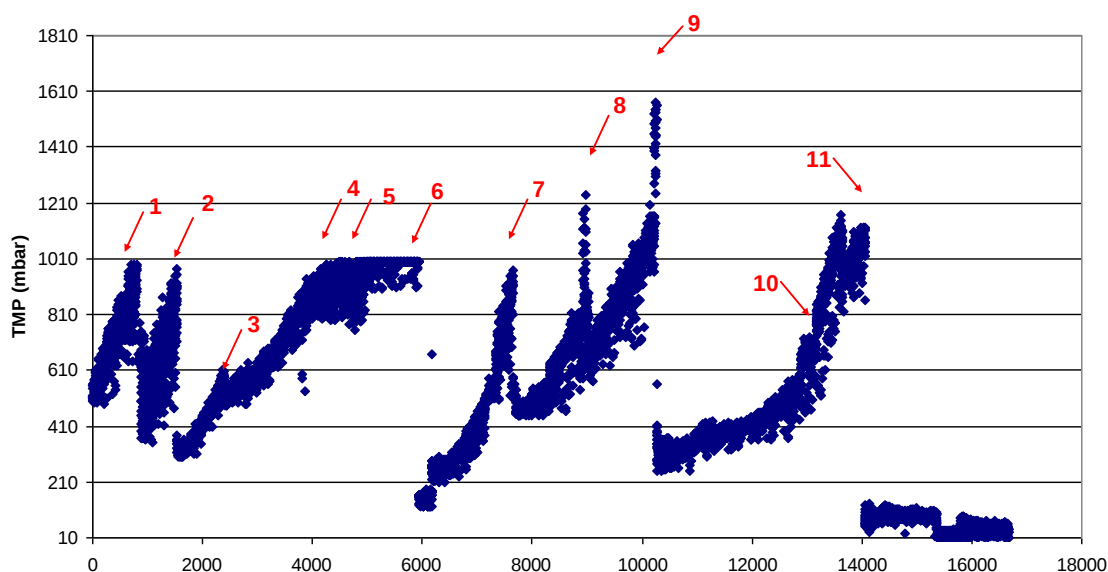


Figura 6.4: Taxa de variação da TMP no tempo - Fluxo médio de 53 LMH

As limpezas alcalinas, num primeiro momento, eram realizadas com solução de hipoclorito de sódio, 250 – 300 mg/L em cloro ativo, porém para atingir melhor desempenho (devido às características da água residuária) decidiu-se adicionar à solução de hipoclorito de sódio, hidróxido de sódio com a finalidade de manter o pH durante a limpeza em torno de 12.

Tabela 6.4: Características das limpezas químicas durante os testes preliminares

Data	Hora	Intervenção operacional
17/Julho	(1)	Foi realizado uma retrolavagem por 4 minutos mantendo a circulação de lodo e inserção de ar.
	(2)	Limpeza Química: limpeza ácida com ácido cítrico 2%, pH 2,5 por 2,0 horas e limpeza alcalina com Hipoclorito de sódio 250 mg/L durante 2,0 horas.
18/Julho	10:01 (3)	Diminuição no tempo de filtração de 7 min para 5 min.
19/Julho	23:59 (4)	Foi realizada uma retrolavagem por 4 minutos mantendo a circulação de lodo e inserção de ar.
20/Julho	12:00~17:30 (5)	Limpeza Química: limpeza ácida com ácido cítrico 2%, pH 2,5 por 2,0 horas e limpeza alcalina com Hipoclorito de sódio 250 mg/L durante 2,0 horas.
21/Julho	9:30~12:30 (6)	Limpeza Química: somente limpeza alcalina com Hipoclorito de sódio 250 mg/L e Hidróxido de sódio 2%, pH 12, por 1,5 horas
23/Julho	11:20~17:30 (7)	Limpeza Química: limpeza ácida com ácido cítrico 2%, pH 2,5 por 2,0 horas e limpeza alcalina com Hipoclorito de sódio 250 mg/L durante 2,0 horas.
28/Julho	16:00~18:30 (8)	Limpeza Química: somente limpeza alcalina com Hipoclorito de sódio 250 mg/L durante 2,0 horas.
25/Julho	15:40~18:30 (9)	Limpeza Química: somente limpeza alcalina com Hipoclorito de sódio 250 mg/L e Hidróxido de sódio 2%, pH 12, por 1,5 horas.
27/Julho	16:30~16:40 (10)	Foi feita uma retrolavagem de 10 minutos mantendo a circulação a circulação de lodo e inserção de ar.
28/Julho	12:00~17:00 (11)	Foi realizada uma limpeza alcalina de choque em solução de 500 mg/L de Hipoclorito de Sódio por 4 horas.
29/Julho	11:00 (11)	Foi diminuído o tempo de retrolavagem para 10 segundos e a vazão de circulação de 16 m ³ /h para 8,0 m ³ /h. Também foi iniciada a operação na faixa de fluxo de 30 LMH. Até este momento estava em operação apenas um módulo de membrana operando com fluxos de 50 LMH como descrito no item 6.1.2.

O pH alcalino potencializa a ação oxidante do íon hipoclorito e diminui o tempo da limpeza (de 2 horas para 1,5 horas). A limpeza alcalina tem a finalidade de remover os depósitos de origem inorgânica na superfície da membrana

A limpeza ácida sempre foi realizada com ácido cítrico 2% mantendo-se o pH da solução entre 2 e 3 em molho de 2 horas. Esta limpeza tem a finalidade de remover os depósitos inorgânicos (sais precipitados) da superfície da membrana.

6.2 ETAPA 02: RESULTADOS DO TRATAMENTO BIOLÓGICO

A partir de 03/agosto o sistema foi operado tentando-se manter o reator biológico sob condições estáveis para que o lodo biológico pudesse manter as mesmas características e assim minimizar as interferências nos ensaios da ultrafiltração. Como já mencionado no item 6.1, a água residuária utilizada para o estudo apresentou grandes variações nas concentrações de matéria orgânica.

A Tabela 6.5 apresenta a caracterização do afluente e efluente para o período do teste e a Tabela 6.6 apresenta as condições gerais de operação do biorreator de membranas no mesmo período. A Figura 6.5 apresenta uma imagem do afluente bruto e do efluente tratado.



Figura 6.5: Aspecto do afluente bruto (à esquerda) e efluente tratado (à direita)

Tabela 6.5: Características físico-químicas do afluente e efluente tratado – Operação normal

Parâmetro	Características do afluente e efluente	
	Média	Desvio
Temperatura (°C)		
Afluente	28,3	± 1,3
Efluente	24,4	± 2,0
pH		
Afluente	8,4	± 0,9
Efluente	8,0	± 0,4
DQO (mg/L)		
Afluente	2505	± 520
Efluente	59	± 27
NTK (mg/L)		
Afluente	277	± 53
Efluente	3,7	± 2,4
N-NH4 (mg/L)		
Afluente	184,4	± 58,4
Efluente	0,6	± 0,2
N-org (mg/L)		
Afluente	89,4	± 50,7
Efluente	3,1	± 2,4
N-NO2- (mg/L)		
Efluente	0,1	± 0,2
N-NO3- (mg/L)		
Efluente	17,8	± 11,4
NT (mg/L)		
Afluente	276,5	± 53,6
Efluente	20,5	± 11,9
SST (mg/L)		
Efluente	8	± 3
SSV (mg/L)		
Efluente	5	± 3
Eficiência Remoção (%)		
DQO	97,5	± 1,5
NTK	98,6	± 0,9
NT	92,1	± 4,3

Tabela 6.6: Características do biorreator de membranas – Operação normal

Parâmetro	Condições do biorreator de membranas	
	Média	Desvio
Temperatura (°C)		
Aeróbio	24,9	± 1,8
pH		
Anóxico	8,6	± 0,4
Aeróbio	8,1	± 0,3
Oxigênio Dissolvido (mg/L)		
Anóxico	0,1	± 0,1
Aeróbio	3,9	± 0,5
N-NO₂- (mg/L)		
Anóxico	0,1	± 0,3
Aeróbio	1,1	± 0,8
N-NO₃- (mg/L)		
Anóxico	0,7	± 1,4
Aeróbio	15,1	± 9,0
SST (mg/L)		
Aeróbio	11407	± 768
SSV (mg/L)		
Aeróbio	10641	± 743
Biorreator		
SSed (ml/l)	956,7	± 191,3
IVL (ml/g)	84,9	± 17,8
F/M (kg DQO/kg SSV.d)	0,16	± 0,03
Idade do Lodo (dias)	35	± 0
Carga de DQO (g/dia)	3535	± 617
Carga de NTK (g/dia)	388	± 66
COV (kgCOD/m ³ .d)	1,91	± 0,13
CVN (kgTKN/m ³ .d)	0,18	± 0,02
DQO/NTK	11	± 2
Vazão alimentação (L/h)	59	± 11
Vazão diária (L/d)	1412	± 262
Ultrafiltração		
Vazão Permeado (L/h)	87	± 9
Vazão Retrolavagem (L/h)	26	± 18
Fluxo Bruto (LMH)	33	± 12
Fluxo líquido (LMH)	19	± 6

De forma geral, embora tenham ocorrido grandes oscilações na DQO e na concentração de NTK o biorreator de membranas apresentou um efluente tratado com altas eficiências médias de remoção em matéria orgânica carbonácea, amoniacal e nitrogenada, respectivamente, $97,5 \pm 1,5\%$, $98,6 \pm 0,9\%$ e $92,1 \pm 4,3\%$.

Uma discussão mais detalhada sobre cada aspecto do sistema será realizada nos capítulos 6.2.1, 6.2.2 e 6.3.

A Figura 6.6 demonstra o perfil de eficiências de remoção para DQO, NTK e NT.

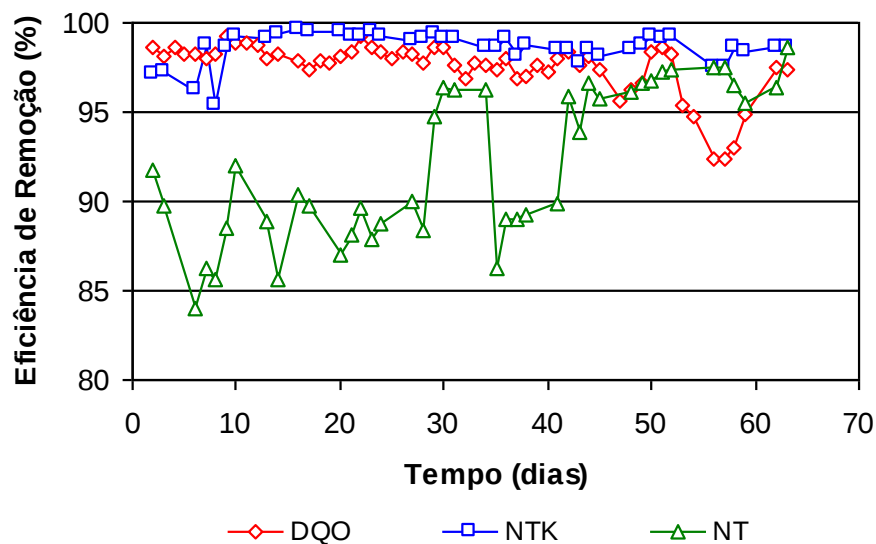


Figura 6.6: Eficiência de remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada

6.2.1 Remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada

Durante o período de operação normal, desejava-se avaliar a remoção de matéria orgânica no biorreator de membranas e estabelecer uma condição estável para o lodo biológico devido aos ensaios no sistema de ultrafiltração.

A DQO afluente apresentou grandes oscilações (Figura 6.7) e na média esteve em 2505 ± 520 mg/L, em contrapartida o MBR mostrou robustez e DQO efluente esteve na média em 59 ± 27 mg/L, exceto no período entre os dias 53 e 59, devido às constantes paradas para limpeza química e à consequente queda na carga orgânica volumétrica ($COV = 0,63$ kg DQO/m³.d), a DQO efluente atingiu valores de 124 ± 10 mg/L. Após a regularização da COV a DQO voltou a patamares normais.

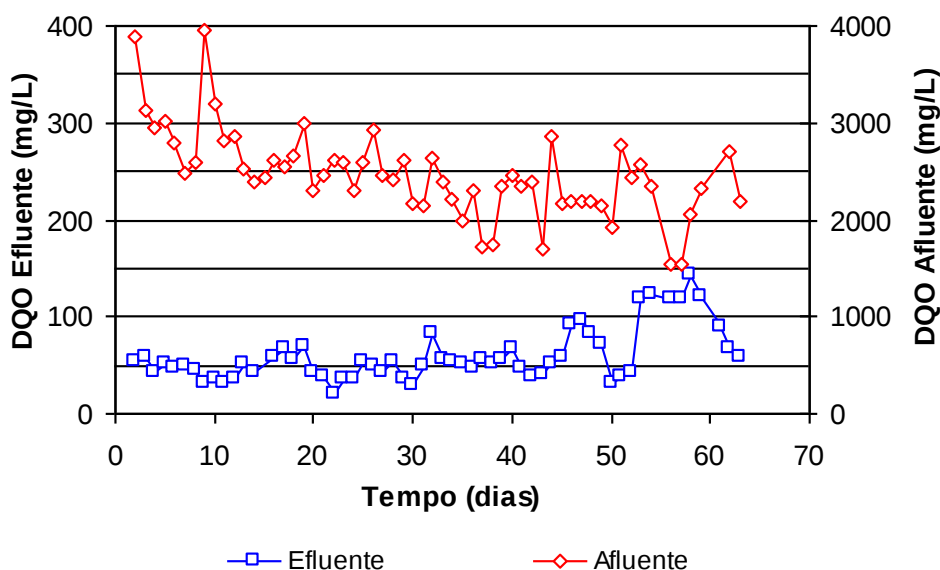


Figura 6.7: DQO no afluente bruto e no efluente tratado do protótipo MBR ao longo do tempo de operação.

A concentração de NTK no afluente apresentou uma média de 273 ± 57 mg/L, também bastante oscilante como a DQO, mas a atividade nitrificante desde o início da operação foi efetiva e a concentração de NTK no efluente tratado esteve em $3,7 \pm 2,4$ mg/L. Nos primeiros 10 dias (Figura 6.8) a concentração de NTK no afluente esteve em torno de $7,8 \pm 3,0$ mg/L, provavelmente devido ao fato de lodo não estar adaptado às condições de 35 dias de Idade do Lodo impostas ao sistema.

O MBR apresentou boa atividade de nitrificação e isto é comprovado pela baixa concentração de nitrogênio amoniacal no efluente tratado. A Figura 6.9 ilustra o perfil de nitrogênio amoniacal ao longo do período de testes. A média de N-NH_4^+ no efluente foi de $0,60 \pm 0,24$ mg/L.

O perfil de nitrogênio total para o afluente e efluente é demonstrado na Figura 6.10. Pode-se notar a partir do dia 40 uma queda na concentração de nitrogênio total no efluente tratado. O NT efluente apresentou média de $26,8 \pm 10,1$ mg/L e $10,0 \pm 4,6$ mg/L, antes e depois do dia 40, respectivamente.

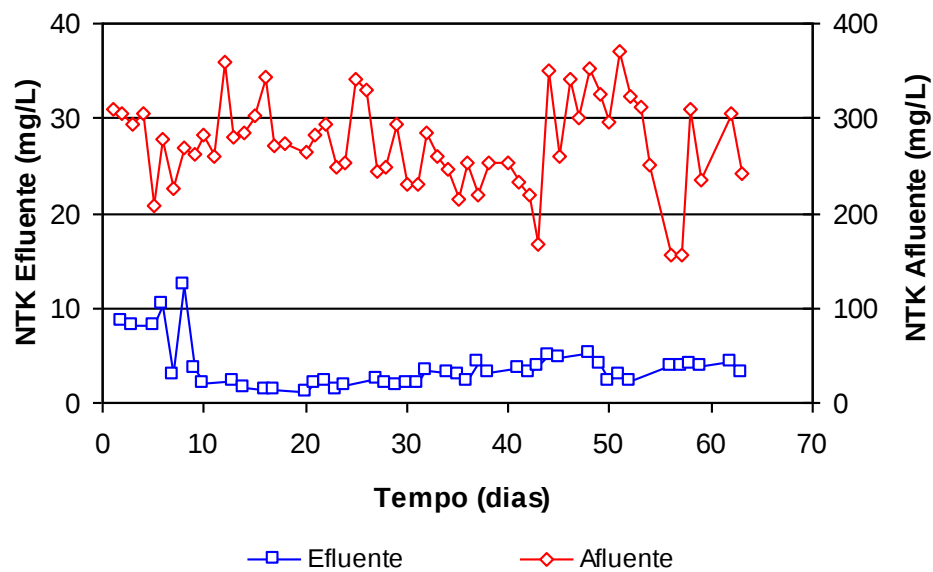


Figura 6.8: NTK no afluente bruto e no efluente tratado do protótipo MBR ao longo do período de operação

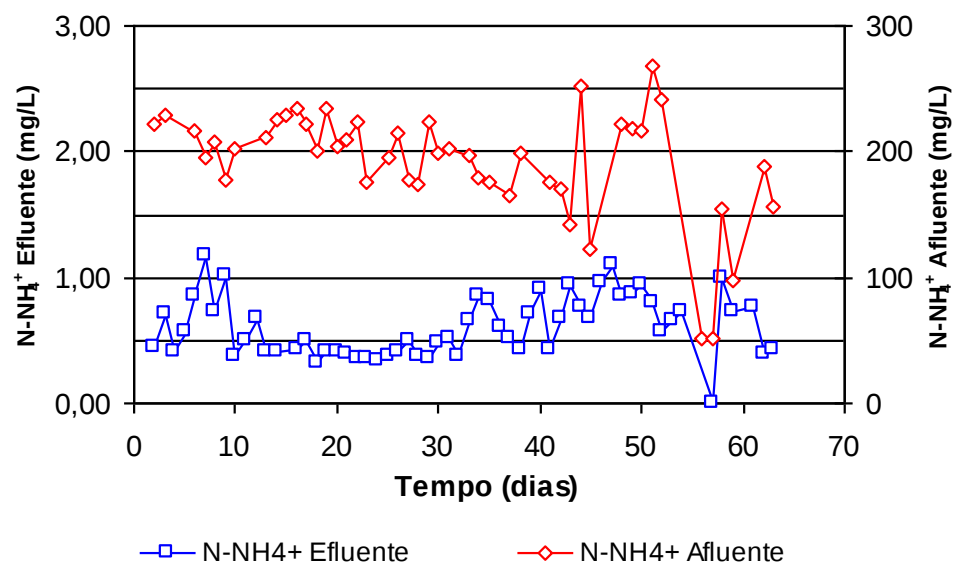


Figura 6.9: N-NH₄⁺ no afluente bruto e no efluente tratado do protótipo MBR ao longo do período de operação

Essa mudança no comportamento do sistema, principalmente em relação à remoção de nitrogênio total e amoniacal, pode estar relacionado com a maior assimilação de nitrogênio pela biomassa, fato ocorrido devido ao fato de se estar

operando com idade do lodo de 35 dias, cerca de 2,3 vezes maior que a idade do lodo em que o lodo estava submetido.

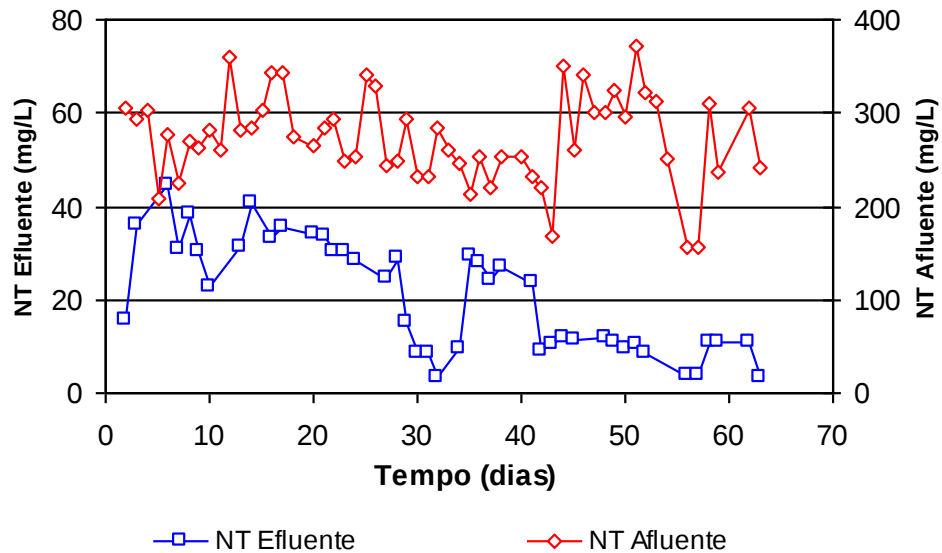


Figura 6.10: NT no afluentes bruto e no efluente tratado do protótipo MBR ao longo do período de operação

Ao longo do teste, como já mencionado, as características da água residuária oscilaram consideravelmente, embora o biorreator de membranas tenha absorvido as variações mantendo a qualidade final do efluente tratado. As Figuras 6.11 e 6.12 ilustram as variações na carga volumétrica e na relação F/M e N/M.

A necessidade de parada da unidade de ultrafiltração contribuía para intensificar as variações nas cargas aplicadas, pois durante as limpezas químicas, que variavam de 1,5 a 4,5 horas, o sistema não recebia alimentação. No dia de uma limpeza química a carga aplicada era baixa. Esta ocorrência está bem demonstrada nos dias 9, 27, 52 e 57 da Figura 6.11, na qual há quedas bruscas na carga orgânica volumétrica.

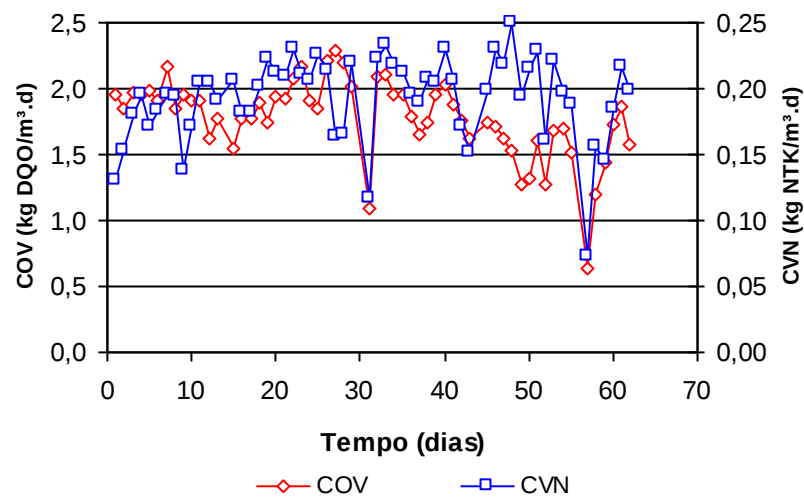


Figura 6.11: Cargas volumétricas (COV e CVN) ao longo do período de operação

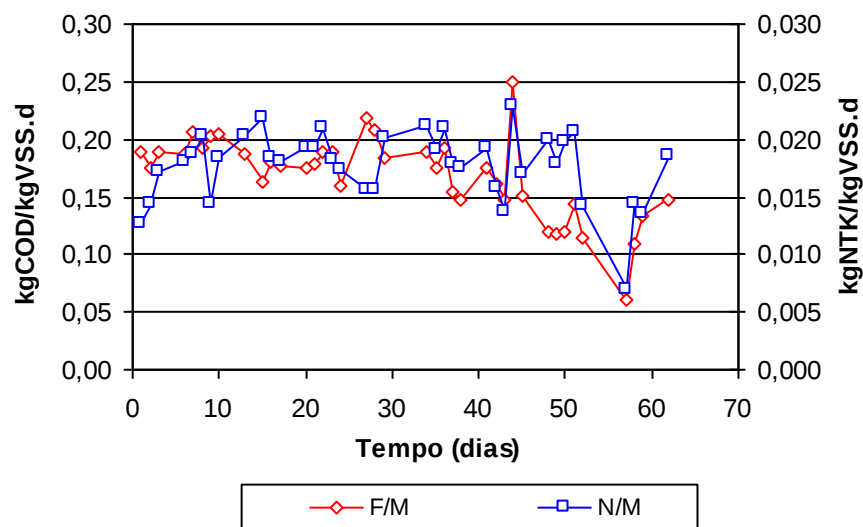


Figura 6.12: Relação F/M e N/M ao longo do período de operação

A limpeza do dia 57 afetou a qualidade do efluente tratado, principalmente em relação à DQO, conforme observado na Figura 6.7, na qual a DQO efluente atingiu valores médios de 127 mg/L.

6.2.2 Avaliação dos demais parâmetros do sistema biológico

Durante o período de testes outros parâmetros tais como pH, sólidos suspensos, oxigênio dissolvido, temperatura foram monitorados. Os perfis encontrados durante o teste estão ilustrados nas Figuras 6.13, 6.14 e 6.15 a seguir.

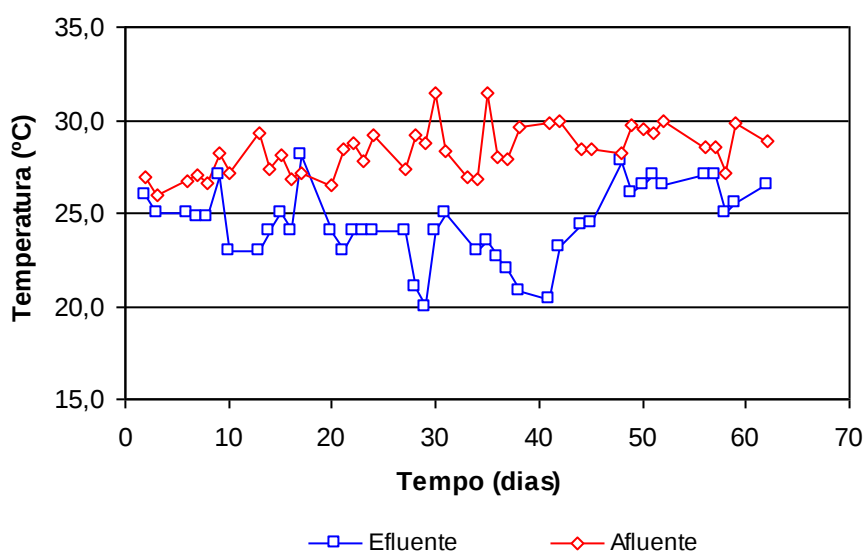


Figura 6.13: Temperaturas no afluente e efluente ao longo do período de operação

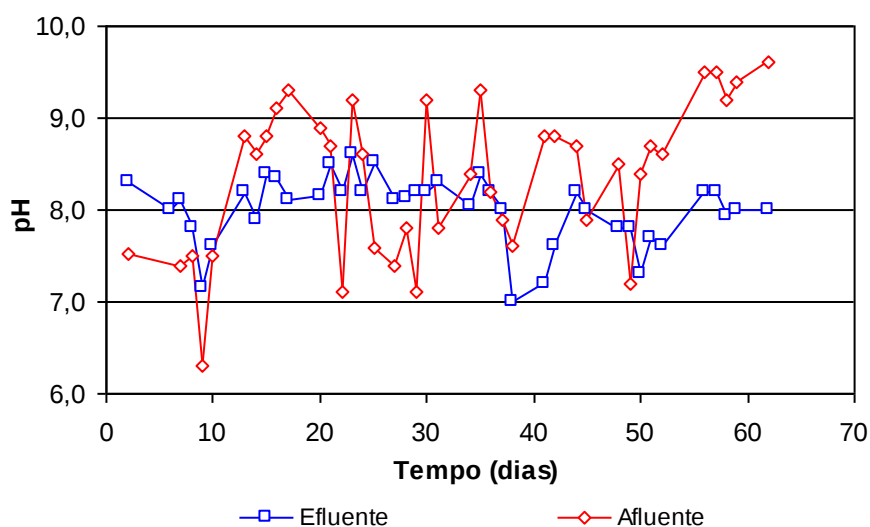


Figura 6.14: pH do afluente e efluente tratado ao longo do período de operação

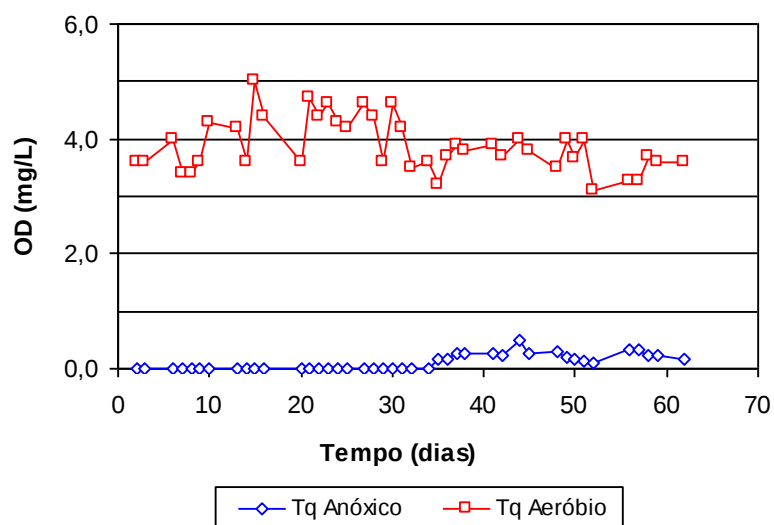


Figura 6.15: Oxigênio dissolvido no reator aeróbio e anóxico ao longo do período de operação

Devido às oscilações na característica da água residuária, foi um desafio manter as condições do lodo biológico estáveis, principalmente em relação a concentração de sólidos suspensos totais, embora a rotina de descarte de lodo fosse mantida em 57 L/dia para se obter 35 dias de Idade do lodo (calculada em referência ao reator aeróbio). A Figura 6.17 ilustra o perfil de SST e SSV para o lodo.

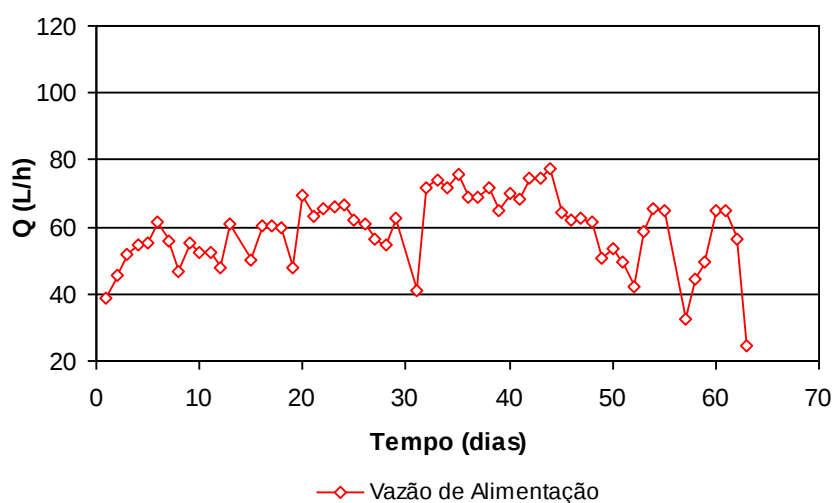


Figura 6.16: Vazão de alimentação do sistema ao longo do período de operação

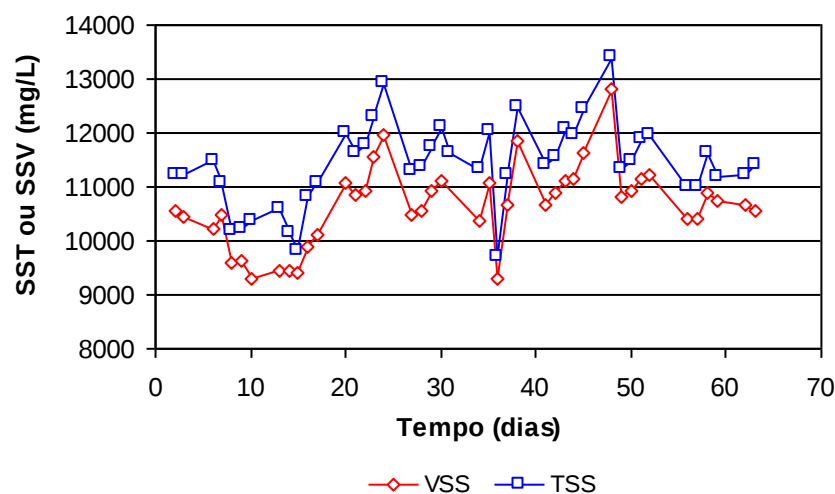


Figura 6.17: Concentração de sólidos no biorreator ao longo do período de operação

6.3 ETAPA 02: RESULTADOS DO SISTEMA DE ULTRAFILTRAÇÃO

Os testes realizados no sistema de ultrafiltração envolveram a investigação do fluxo sustentável segundo Cho e Fane. (2004). Um resumo dos ensaios realizados está descrito na Tabela 5.6.

A Figura 6.18 demonstra como a TMP se comportou durante cada ensaio para cada valor de fluxo bruto médio aplicado às membranas. Do gráfico fica evidente que quanto maior o fluxo de filtração, maior a taxa de variação da TMP com o tempo. O conhecimento do fluxo sustentável é de extrema importância na determinação da área total de filtração e do intervalo entre as limpezas químicas.

No capítulo 6.3.1 serão discutidas em detalhes as características de cada ensaio bem como a modelagem matemática realizada na avaliação da sustentabilidade do fluxo.

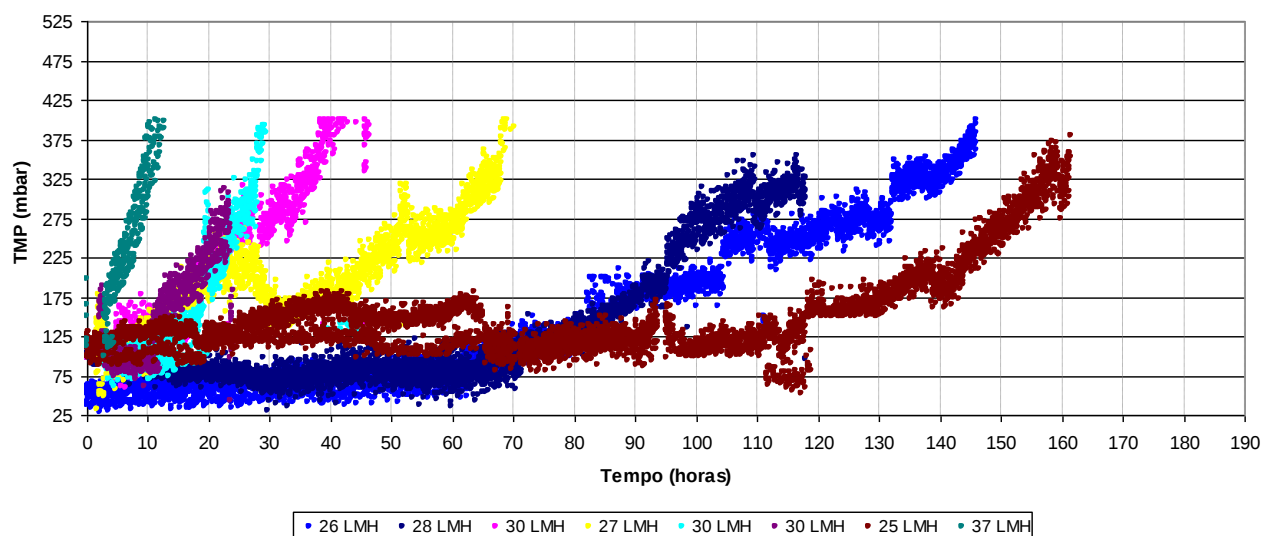


Figura 6.18: Perfil da TMP para diferentes fluxos de filtração

6.3.1 Avaliação da sustentabilidade de fluxo

6.3.1.1 Ensaio 1: Fluxo de 26 LMH

O ensaio no fluxo médio de 26 LMH ocorreu entre 01/ago e 08/ago. Neste período o sistema operou com as características do biorreator que estão descritas na Tabela 6.7.

Pode-se verificar através da Figura 6.19 que o salto na TMP ocorreu em torno do tempo de 66 horas, ou seja, após este tempo (denominado de tempo de operação sustentável ou t_{sust}) a TMP apresenta súbito aumento passando a apresentar taxa de variação temporal exponencial.

Para os dois períodos, antes e depois do t_{sust} , foram ajustadas curvas com o auxílio de ferramentas de regressão linear e não-linear do software Microsoft Office Excel® para comprovação do tipo de comportamento da taxa de variação da TMP no tempo.

Tabela 6.7: Características do biorreator durante ensaio 1

Parâmetro	Valor
Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	12128
F/M (kg DQO/kg SST.d)	0,18
Idade do lodo	35
Temperatura (°C)	24,3

Conforme demonstrado na Figura 6.18, a curva de tendência ajustada para o período após o súbito aumento da TMP apresentou um coeficiente de determinação R^2 de 0,9731, ou seja, os dados coletados tem boa aproximação por um modelo exponencial.

Segundo CHO e FANE (2002), durante o período que antecede ao t_{sust} , os dados deveriam estar ajustados a um modelo linear, mas o R^2 resultou em 0,8625, muito provavelmente devido às variações da concentração de SST.

Embora se mantivesse em 35 dias a idade do lodo é inevitável que ocorram variações na concentração de SST, pois o sistema era alimentado com água residuária real que apresentou muitas variações na DQO como comentado em detalhes no item 6.2.1. A mesma dificuldade acometeu os demais ensaios para investigação do fluxo sustentável.

6.3.1.2 Ensaio 2: Fluxo de 28 LMH

O ensaio no fluxo médio de 28 LMH ocorreu entre 14 a 19/ago. Neste período o sistema operou com as características do biorreator que estão descritas na Tabela 6.8. Através da Figura 6.20 verifica-se que o t_{sust} ocorreu em torno do tempo de 97 horas.

Conforme demonstrado na Figura 6.19, a curva de tendência ajustada para o período após o t_{sust} apresentou um coeficiente de determinação R^2 de 0,9325, ou seja, os dados coletados tem boa aproximação ao modelo exponencial.

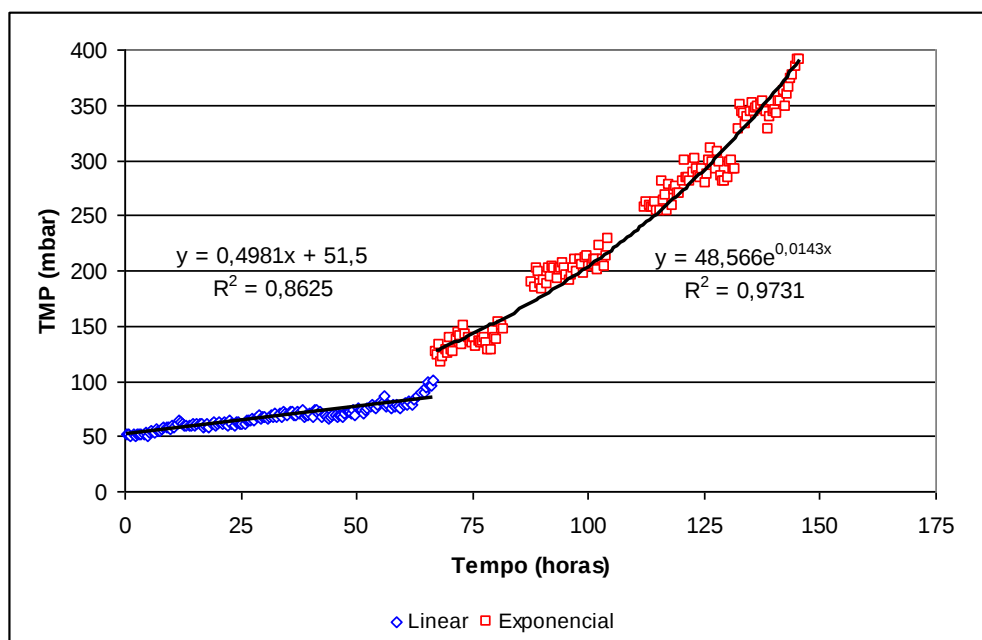


Figura 6.19: Perfil da TMP durante fluxo médio de 26 LMH

Para o período anterior ao t_{sust} o coeficiente de determinação R^2 resultou em 0,0282, mas a curva de tendência resultou em uma reta paralela ao eixo x ($y = 0,07x + 75,5$), ou seja durante este período a TMP praticamente se manteve constante em torno de 75 mbar.

Tabela 6.8: Características do biorreator durante ensaio 2

Parâmetro	Valor
Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	11180
F/M (kg DQO/kg SST.d)	0,19
Idade do lodo	35
Temperatura (°C)	24,2

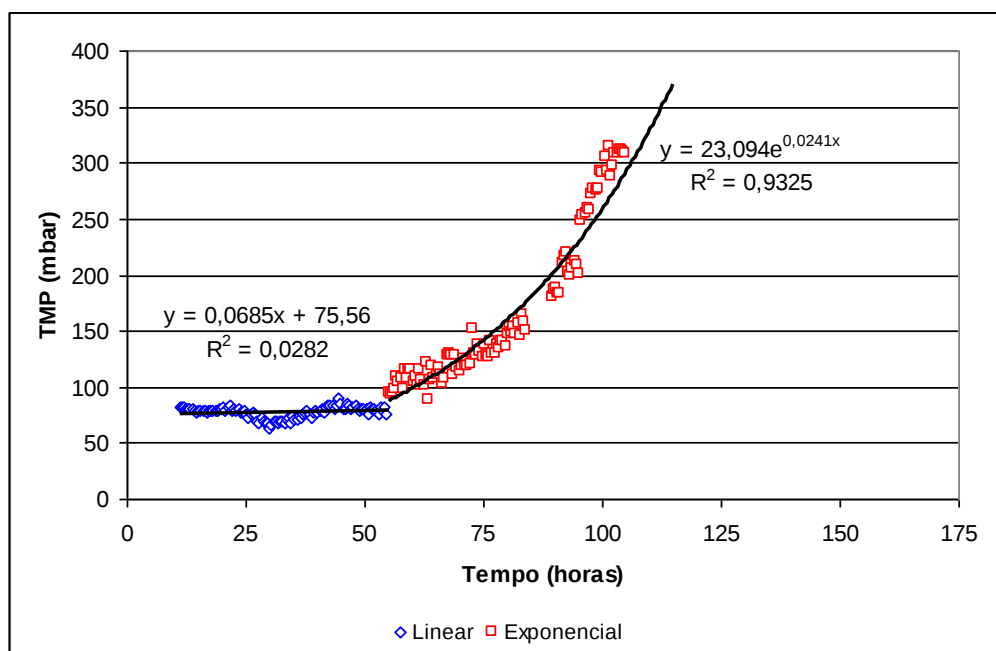


Figura 6.20: Perfil da TMP durante fluxo médio de 28 LMH

6.3.1.3 Ensaio 3, 5 e 7: Fluxo de 30 LMH

O ensaio 3, no fluxo médio de 30 LMH ocorreu, primeiramente entre 19 a 21/ago., os demais ensaios ocorreram em 24 a 26/ago e 27 a 28/ago. Neste período o sistema operou com as características do biorreator que estão descritas na Tabela 6.9.

Através da Figura 6.21 verifica-se que o t_{sust} ocorreu em torno do tempo de 12 horas. Para os demais ensaios 5 e 7 o t_{sust} ocorreu em 13 e 10 horas respectivamente, ou seja, média para 30 LMH o t_{sust} é da ordem de 12 horas. As variações são devido principalmente às diferentes concentrações de SST, conforme Tabela 6.9.

O perfil da TMP para cada ensaio está demonstrado nas Figuras 6.20 a 6.22, e os coeficientes de determinação estão na Tabela 6.10.

Tabela 6.9: Características do biorreator durante ensaios 3, 5 e 7

Parâmetro	Ensaio 3	Ensaio 5	Ensaio 7
Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	11147	11667	12020
F/M (kg DQO/kg SST.d)	0,16	0,16	0,20
Idade do lodo (dias)	35	35	35
Temperatura (°C)	22,9	23,0	24,5

Tabela 6.10: Coeficiente de determinação para os ensaios 3, 5 e 7

Parâmetro	Ensaio 3	Ensaio 5	Ensaio 7
R ² - Tendência Linear	0,5036	0,0217	0,1401
R ² - Tendência Exponencial	0,9387	0,9752	0,9101

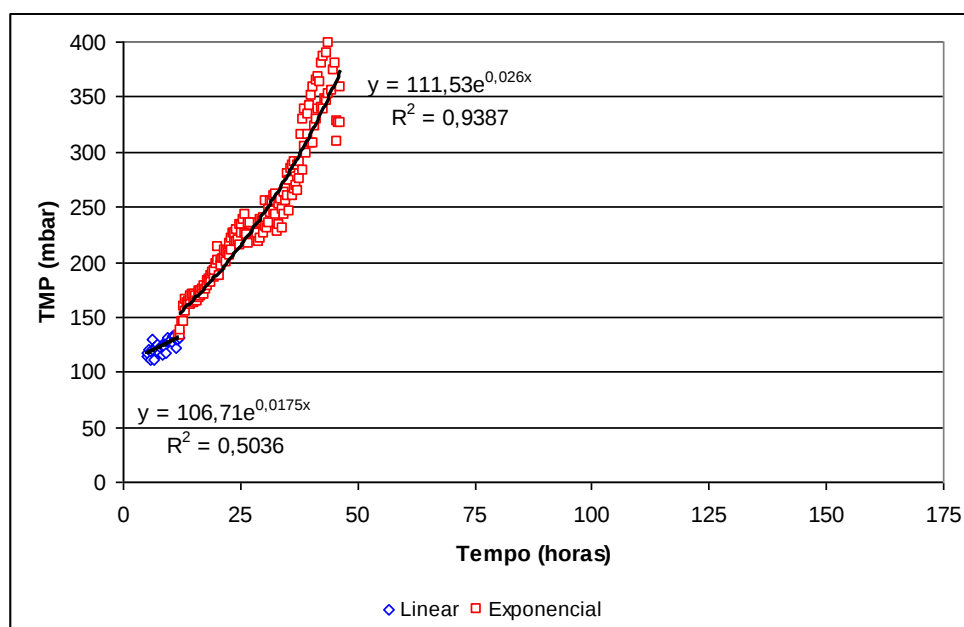


Figura 6.21: Perfil da TMP durante fluxo médio de 30 LMH – Ensaio 3

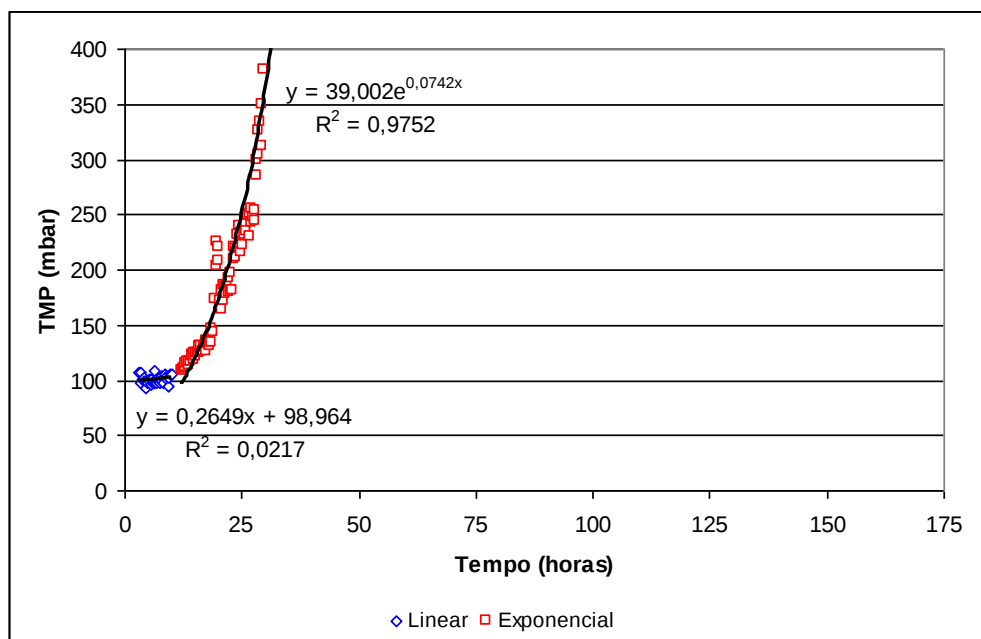


Figura 6.22: Perfil da TMP durante fluxo médio de 30 LMH – Ensaio 5

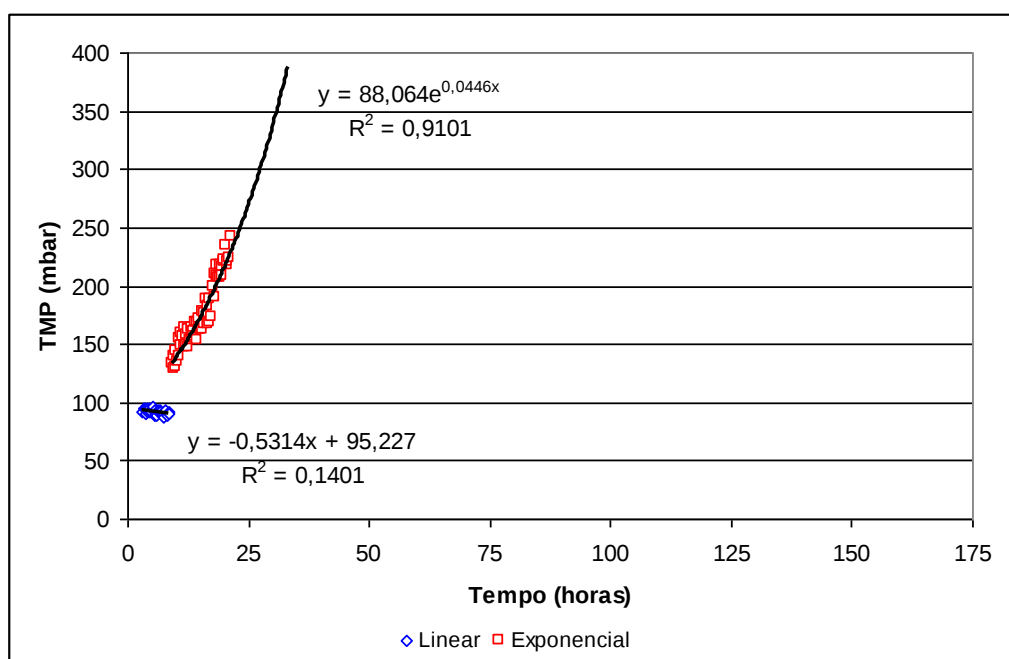


Figura 6.23: Perfil da TMP durante fluxo médio de 30 LMH – Ensaio 7

6.3.1.4 Ensaio 4: Fluxo de 27 LMH

O ensaio no fluxo médio de 27 LMH ocorreu entre 21 a 24/ago. Neste período não foi possível monitorar o biorreator por 2 dias durante o fim de semana. Dados da média entre os dias 21 e 24/ago estão na Tabela 6.11.

Tabela 6.11: Características do biorreator durante ensaio 4

Parâmetro	Valor
Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	11950
F/M (kg DQO/kg SST.d)	0,16
Idade do lodo	35
Temperatura (°C)	22,0

Conforme demonstrado na Figura 6.24, o perfil da TMP apresentou desvios que impediram a modelagem matemática, pois não está claro em que momento há uma mudança de comportamento da TMP, devido a isto, este ensaio foi descartado na análise geral.

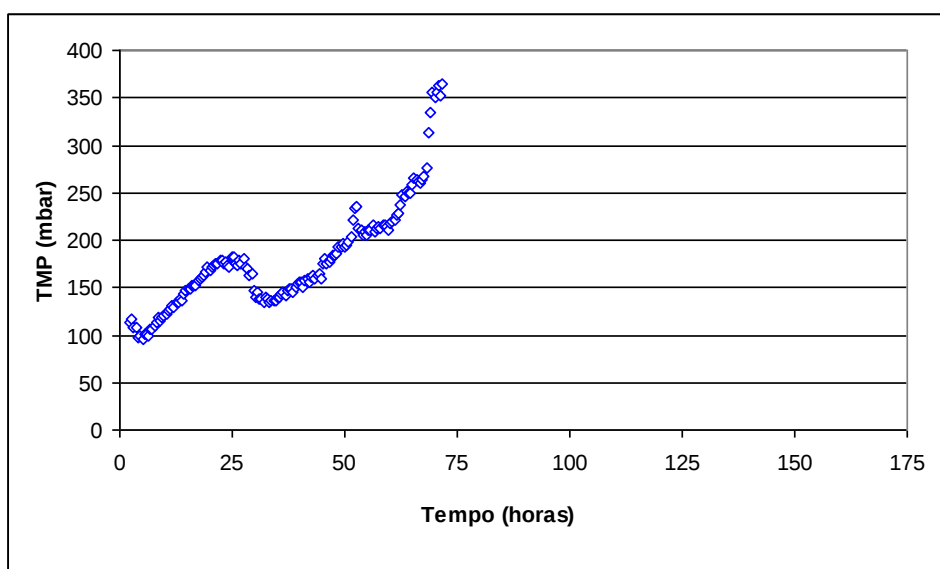


Figura 6.24: Perfil da TMP durante fluxo médio de 27 LMH

6.3.1.5 Ensaio 6: Fluxo de 37 LMH

O ensaio no fluxo médio de 37 LMH ocorreu entre 26 e 27/ago. Neste período o sistema operou com as características do biorreator que estão descritas na Tabela 6.12. Pode-se verificar através da Figura 6.25 que o t_{sust} ocorreu em torno do tempo de 97 horas.

Conforme demonstrado na Figura 6.25, a curva de tendência ajustada para o período após o súbito aumento da TMP apresentou um coeficiente de determinação R^2 de 0,9879, ou seja, os dados coletados têm boa aproximação ao modelo exponencial, mas devido ao alto fluxo adotado o ensaio (37 LMH), provavelmente acima do fluxo crítico, a variação da TMP desde o início do ensaio foi exponencial, ou seja, operação não sustentável; em poucas horas a TMP atinge os valores limites que exige a limpeza química.

Tabela 6.12: Características do biorreator durante ensaio 6

Parâmetro	Valor
Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	12020
F/M (kg DQO/kg SST.d)	0,20
Idade do lodo	35
Temperatura (°C)	24,5

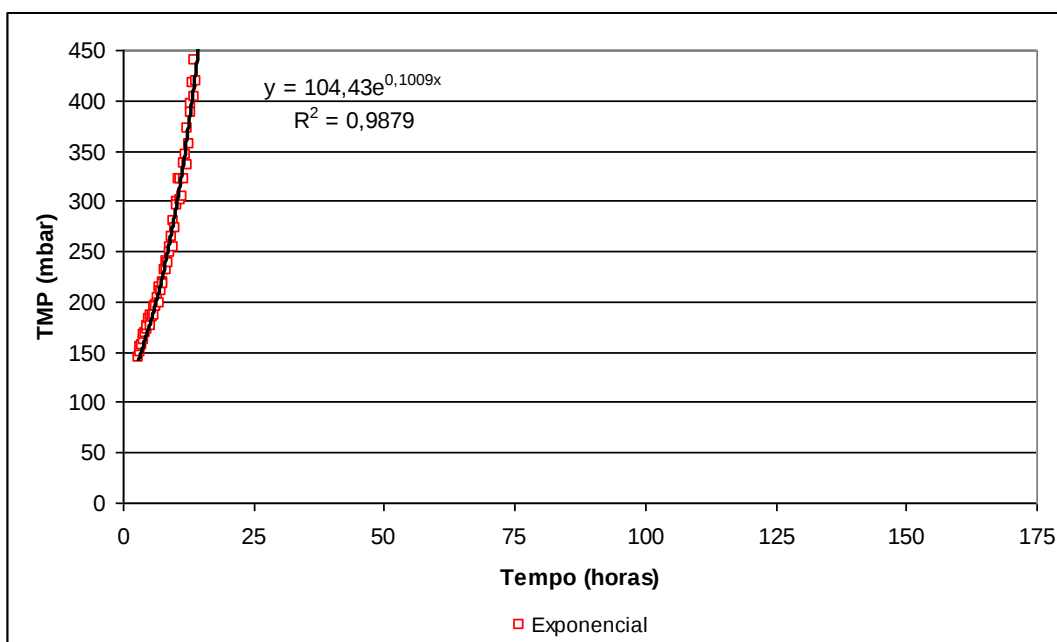


Figura 6.25: Perfil da TMP durante fluxo médio de 37 LMH

6.3.1.6 Ensaio 8: Fluxo de 25 LMH

O ensaio no fluxo médio de 25 LMH ocorreu entre 28/ago e 08/set. Neste período o sistema operou com as características do biorreator que estão descritas na Tabela 6.13. Pode-se verificar através da Figura 6.26 que o t_{sust} ocorreu em torno do tempo de 97 horas.

Tabela 6.13: Características do biorreator durante ensaio 8

Parâmetro	Valor
Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	12097
F/M (kg DQO/kg SST.d)	0,13
Idade do lodo	35
Temperatura (°C)	26,6

Conforme demonstrado na Figura 6.26, a curva de tendência ajustada para o período após o súbito aumento da TMP apresentou um coeficiente de determinação R^2 de 0,9537, ou seja, os dados coletados têm boa aproximação ao modelo exponencial, para o período linear o coeficiente de determinação R^2 resultou em 0,5864, muito provavelmente devido às variações da concentração de SST.

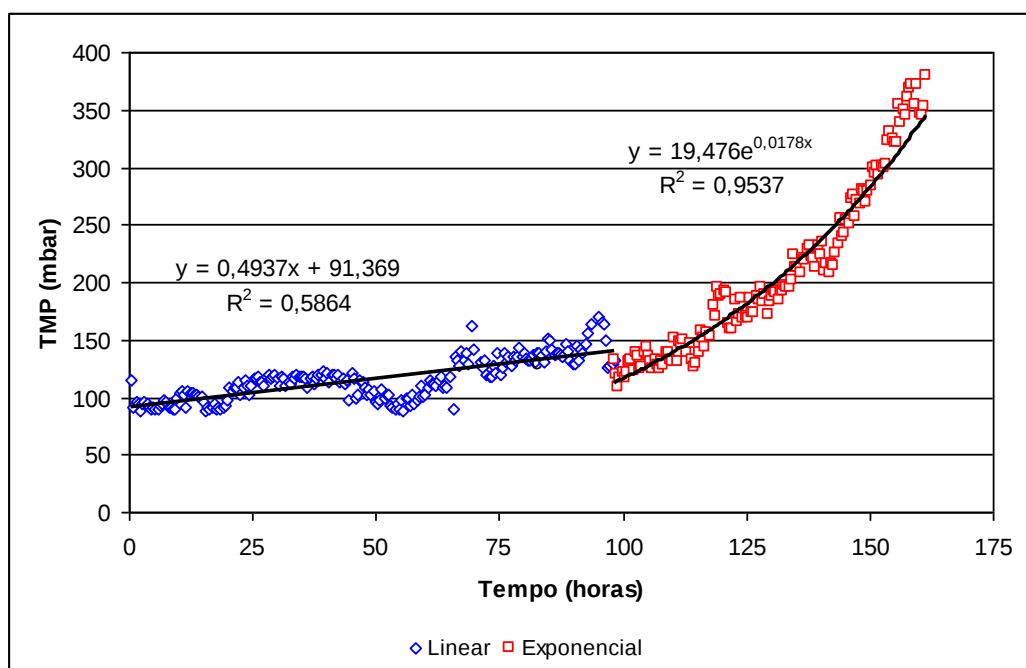


Figura 6.26: Perfil da TMP durante fluxo médio de 25 LMH

6.3.2 Determinação do Fluxo crítico

Como já discutido no item 3.4.4 deste estudo, devido às limitações em se aplicar os conceitos da hidrodinâmica de partículas num sistema real, a determinação do fluxo crítico se dá por observações experimentais.

Para cada um dos fluxos testados foi calculada uma variação média temporal da TMP ($\Delta\text{TMP}/dt$) e esses valores foram relacionados com o respectivo fluxo. Desta

forma é possível observar na Figura 6.27 o fluxo em que há uma mudança no comportamento da $\Delta\text{TMP}/dt$.

A partir de 28 LMH pode-se notar uma diferença considerável na variação da TMP com o tempo, o que determina que a partir deste fluxo o processo se torna inviável do ponto de vista da ocorrência da deposição (*fouling*), pois a taxa de deposição se torna muito elevada exigindo limpezas químicas em curto espaço de tempo.

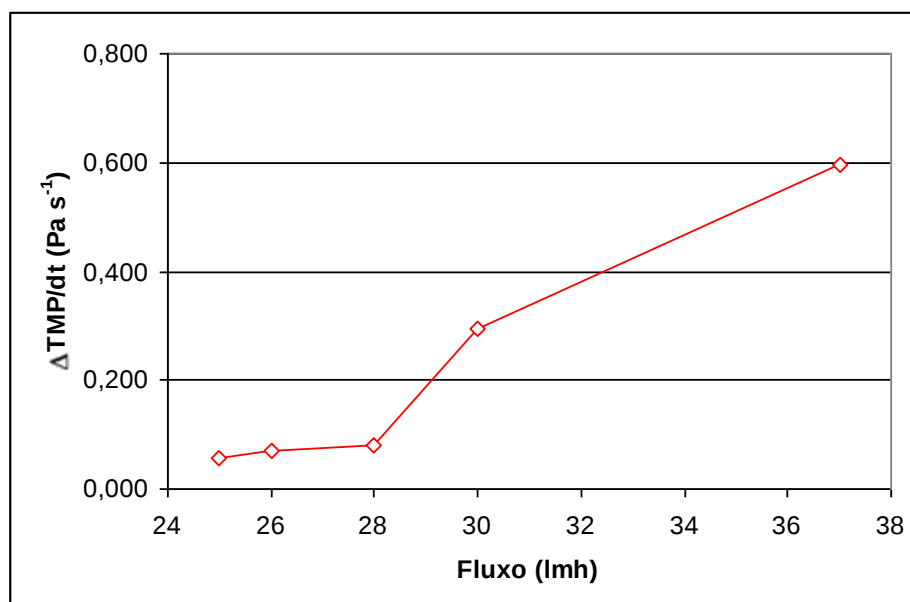


Figura 6.27: Taxa de variação da TMP para cada fluxo testado

Tabela 6.14: Fluxo, tempo sustentável e variação da TMP no tempo

Fluxo (LMH)	t_{sust} (h)	$t_{450\text{mbar}}$ (h)	$\Delta\text{TMP}/dt$ (Pa.s ⁻¹)
25	97		0,100
26	66		0,168
28	55		0,182
30	12		0,810
37	-		0,595

É possível também relacionar o t_{sust} com o fluxo aplicado. A Figura 6.28 demonstra a relação entre o t_{sust} para cada fluxo testado. Pode-se notar que a medida que o fluxo aumenta o tempo para ocorrência da deposição irreversível diminui (t_{sust}) e partir daquele momento a TMP passa a variar exponencialmente no tempo.

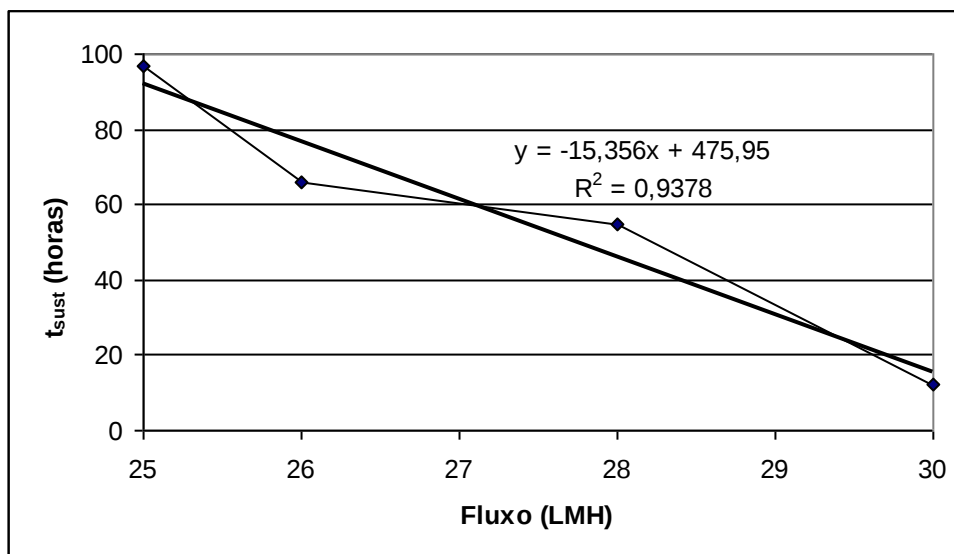


Figura 6.28: Relação entre t_{sust} e fluxo

6.4 CONSIDERAÇÕES GERAIS ACERCA DO PROTÓTIPO DE MBR

O biorreator de membranas quando comparado ao sistema atual de Lodos Ativados utilizado atualmente e ao reator operado por Araújo (2006) apresentou altas eficiências de remoção, principalmente em relação de NT, partindo-se do princípio que o protótipo de MBR possuía apenas uma câmara anóxica.

A Tabela 6.15 apresenta a comparação entre o biorreator de membranas, o sistema de Lodos Ativados utilizado atualmente e o reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo operado por Araújo (2006), todos tratando a mesma água residuária de produção de aminoácidos.

Tabela 6.15: Comparação de parâmetros operacionais entre tipos de sistemas

Tipo de sistema	COV kg DQO /(m ³ .dia)	Eficiência de Remoção (%)		
		DQO	NTK	NT
Biorreator de membranas	1,91	97	99	92
Lodos ativados (Bardenpho 4 estágios) ¹	1,67	96	99	98
Reator combinado anaeróbio-aeróbio vertical de leito fixo ²	0,90	97	94	77

(1): extraído dos relatórios de operação da ETE da Ajinomoto – VP

(2): FONTE: Araújo (2006).

A tecnologia MBR poderia ser utilizada para o aumento de capacidade da ETE da Ajinomoto - VP, como exposto no capítulo 4 desta dissertação, desde que fossem obedecidas as condições para o sistema de ultrafiltração, principalmente no que se refere a operar o sistema abaixo do fluxo crítico de 28 LMH.

7 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

7.1 CONCLUSÕES

Com base nos resultados apresentados durante a avaliação do biorreator de membranas tratando água residuária industrial pode-se concluir que:

- O biorreator de membranas apresentou viabilidade técnica para o tratamento de água residuária industrial da fabricação de aminoácidos produzindo um efluente tratado com características que atendem aos padrões de lançamento estabelecidos pela legislação brasileira;
- O sistema de separação sólido-líquido de ultrafiltração tubular de baixa pressão com inserção de ar, escolhido para filtração do efluente tratado, apresentou-se eficiente produzindo um permeado clarificado com baixas concentrações de SST e SSV, respectivamente 8 ± 3 mg/L e 5 ± 3 mg/L, operando com concentrações de $11,4 \pm 0,7$ g/L e $10,6 \pm 0,7$ g/L respectivamente de SST e SSV no biorreator;
- O fluxo crítico para o sistema de ultrafiltração tubular de baixa pressão é de 28 LMH quando operado nas condições de SST e SSV já mencionadas com tempo de retenção celular de 35 dias;
- Os valores médios de eficiência de remoção de DQO, NTK e NT foram de 97,5%, 98,6% e 92,1%, respectivamente, com o biorreator operando com COV $1,91 \pm 0,13$ kg DQO/m³ dia e CVN de $0,18 \pm 0,02$ kg NTK/m³ dia, com recirculação interna de 4 vezes a vazão afluente. A DQO, NTK e NT no efluente tratado foram de 59 ± 27 mg DQO/L, $0,60 \pm 0,24$ mg N-NH₄⁺/L e $20,5 \pm 11,9$ mg N-total/L.

7.2 RECOMENDAÇÕES

Tendo em vista os resultados obtidos e as conclusões apresentadas, as principais recomendações para a continuidade de pesquisas visando a otimização no uso do biorreator de membranas para remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada, são:

- Melhorar os procedimentos de equalização do afluente bruto evitando-se choques de carga carbonácea que promovem o crescimento da biomassa dificultando o controle de SST no tanque de aeração;
- Incluir um sistema de membranas filtrantes de reserva para que o sistema opere durante as limpezas químicas e conseqüentemente o biorreator seja alimentado continuamente evitando-se oscilações na relação F/M;
- Estudar a relação entre a concentração de SST no lodo sobre o fluxo crítico;
- Estudar o efeito de outras configurações na recirculação de nitratos e de permeado a fim de obter maiores eficiências na remoção de material nitrogenado;
- Avaliar o efeito do aumento na carga orgânica volumétrica para valores acima de 2,0 kg DQO/m³ dia;
- Realizar investigação microbiológica para conhecer o impacto da alta concentração de sólidos e alto tempo de retenção celular sobre a micro fauna do lodo biológico;
- Estudar o efeito da alta concentração de biomassa sobre a produção de EPS e SMP e a influência destes sobre o fluxo crítico.

- Estudar alternativas na limpeza química a fim de reduzir o tempo de parada da ultrafiltração.

REFERÊNCIAS

- AIMAR, P. *Some kinetics aspects in the concept of critical flux*. Finland: Lappeenranta, 2004
- APHA et al. *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 21.ed. Washington: American Public Health Association. 2005.
- ARAUJO, M. M. *Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de água residuária de indústria produtora de lisina*. São Carlos, 2006. 136 f. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2006.
- BACCHIN, P.; AIMAR, P.; FIELD, R. W. Critical and sustainable fluxes: theory, experiments and applications. *Journal of Membrane Science*. 281. 42–69. 2006
- BAEK, S. H.; PAGILLA, K. R. Simultaneous nitrification and denitrification of municipal wastewater in aerobic membrane bioreactors. *Water Environmental Research*, Alexandria, v.80, p.109-117, 2008
- BEMBERIS, I. Membrane sewage treatment systems – potential for complete wastewater treatment. *American Society of Agricultural Engineers Winter Meeting*. 71 – 178. 1 – 28. 1971.
- BERNARD, C. *Pilot scale tests of novel hollow fiber membrane bioreactor (MBR)*. United Kingdom. 2006. 99p. Dissertação (Mestrado) – School of Industrial and Manufacturing Science, Cranfield University, 2006
- BOUHABILA, E.H.; BEN AIM, R.; BUISSON, H. Microfiltration of activated sludge using submerged membrane bioreactor with air bubbling (application to wastewater treatment). *Desalination*, Amsterdam, v.118, p.315–322, 1998.
- BOWEN, W. R.; CALVO, J. I.; HERNADEZ, A. Steps of membrane blocking in flux decline during protein microfiltration. *Journal of Membrane Science*, Amsterdam, v.101, p.153 – 165, 1995.
- BROOKES, A.; JEFFERSON, B.; GUGLIELMI, G.; JUDD, S.J. Sub-critical fouling in a membrane bioreactor: effect of flux and MLSS. *Separation Science Technology*, New York, v.41, p.1279–1291. 2006.
- BUENO, M. OEVER, R. van't, ROOF, S. van. Sidestream Air-Lift® MBR: desenvolvimento e aplicação bem sucedida da nova geração de MBR. *Revista H₂O*, São Paulo, v.9, p.33-37, 2008.
- CABASSUD, C.; LABORIE, S.; LAINÉ, J. M. How slug flow can enhance the ultrafiltration flux in organic hollow fiber. *Journal of Membrane Science*, Amsterdam, v.128. p. 93, 1997.

CAMPOS, J. R. *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. Rio de Janeiro: ABES, 1999. 499p.

CAGATAYHAN, B. E. Comparison of recirculation configurations for biological nutrient removal in a membrane bioreactor. *Water Research*, New York, v.42, p.1651 – 1663, 2008.

CHAIZE, S.; HUYPARD, A. Membrane bioreactor on domestic treatment sludge: production and modeling approach. *Water Science Technology*, Oxford, v.23, n.7/9, p.1591 – 1600. 1991.

CHERYAN, M. *Ultrafiltration and Microfiltration Handbook*. Lancaster: Technomic Publishing Co, 1998.

CHEN, T.K.; NI, C.H.; CHEN, J.N.; LIN, J. High-strength nitrogen removal of electro-chemical industrial wastewater in membrane bioreactor – a pilot study. *Water Science and Technology*, Oxford, v.48, n.1, p.191-198, 2003.

CHIEMCHAISRI, C.; YAMAMOTO, K. VIGNESWARAN, S. Household membrane bioreactor in domestic wastewater treatment. *Water Science and Technology*, Oxford, v.27, n.1, p.171 – 178, 1993.

CHO, B.D.; FANE, A.G. Fouling transient in nominally subcritical flux operation of a membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*, Amsterdam, v.209, p.391 – 403, 2002.

CRAWFORD, G.; THOMPSON, D.; LOZIER, J. Membrane bioreactors: a designer's perspective. In: CD-ROM Proceedings of WEFTEC 73rd Annual Conference and Exposition. USA. 2000.

CUI, Z. F., WRIGHT, K. I. T. Gas-liquid 2 phase crossflow ultrafiltration of Bsa and dextran solutions. *Journal of Membrane Science*, Amsterdam, v.90, p.183 – 189, 1994.

EPRI. *Energy audit manual for water and wastewater facilities*. St Louis: Electric Power Research Institute, 1994.

ERSU, C. B.; ONG, S. K.; ARSLANKAYA, E.; BROWN, P. Comparison of recirculation configurations for nutrient removal in a membrane bioreactor. *Water Research*, New York, v.42, p.1651-1663, 2008.

FIELD, R.W.; WU, D.; HOWELL, J.A.; GUPTA, B.B. Critical flux concept for microfiltration fouling. *Journal of Membrane Science*, Amsterdam, v.100, p. 259–272. 1995.

GERMAIN, E.; NELLES, F.; DREWS, A.; PEARCE, P. ;KRAUME, M.; REID, E.; JUDD, S. J.; STEPHENSON, T. Biomass effects on oxygen transfer in membrane bioreactors. *Water Research*, New York, v.41, p.1038 – 1044, 2007.

GHOSH, R.; CUI, Z. F. Mass transfer in gas-sparged ultrafiltration: upward slug flow in tubular membranes. *Journal of Membrane Science*, Amsterdam, v.162. p.91, 1999.

GUGLIELMI, G.; SAROJ, D.P.; CHIARANI, D.; ANDREOTTOLA, G. Sub-critical fouling in a membrane bioreactor for municipal wastewater treatment: Experimental investigation and mathematical modeling. *Water Research*, New York, v. 41, p.3903 – 3914. 2007.

GÜNDER, B. *The Membrane-Coupled activated sludge process in municipal wastewater treatment*. Pennsylvania: Technomic Publishing Company, 2001. 186p.

HABERT, A. C. *Processos de separação com membranas*. Rio de Janeiro: E-papers Serviços Editoriais, 2006. 180p.

JUDD, S. *The MBR Book: principles and applications of membrane bioreactors in water and wastewater treatment*. London: Elsevier, 2006. 325p.

JUDD, S.; JEFFERSON, B. *Membranes for industrial wastewater recovery and reuse*. Oxford: Elsevier. 2003.

KOLEGA, M.; GROHMANN, G. S.; CHIEW, R. F.; DAY, A. W. Disinfection and clarification of treated sewage by advanced microfiltration. *Water Science Technology*, Oxford, v.23, n.7/9, p.1609 – 1618, 1991.

KIM, B.R.; ANDERSON, I.E.; MUELLER, S.A. ;GAINES, W.A. Design and startup of a membrane-biological-reactor system at a ford-engine plant for treating oily wastewater. *Water Environment Research*, Alexandria, v.78, p.362, 2006

KIMURA, K. Baffled membrane bioreactor for efficient nutrient removal from municipal wastewater. *Water Research*, New York, v.42, p.625-632, 2008

KRAMPE, J.; KRAUTH, K. Oxygen transfer into activated sludge with high MLSS concentrations. *Water Science Technology*, Oxford, v.47, p.297 – 303, 2003.

LE CLECH, P.; JEFFERSON, B.; CHANG, S.; JUDD, S. Critical flux determination by the flux-step method in a submerged membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*, Amsterdam, v. 227, p. 81 – 93, 2003

LE-CLECH, P.; CHEN, V.; FANE, A.G. Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*, Amsterdam, v.284, p.17–53, 2006.

MAREL, P.; ZWIJNENBURG, A.; KEMPERMAN, A. An improved flux-step method to determine the critical flux and the critical flux for irreversibility in a membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*, Amsterdam, v.332, p.24–29. 2009

MELCHIOR, S. C. Tratamento de efluentes por processo de lodos ativados. In: FÓRUM DE ESTUDOS CONTÁBEIS, 3, 2003, Rio Claro. *Anais...* Rio Claro: Faculdades Integradas Claretianas, 2003. CD-ROM.

METCALF & EDDY, Inc. *Wastewater engineering: treatment and reuse*. 4.ed. New Delhi: McGraw Hill, 2003. 1819p.

MERCIER, M.; FONADE, C.; LAFORGUE, C. How slug flow can enhance the ultrafiltration flux of mineral tubular membranes. *Journal of Membrane Science*, Amsterdam, v.128, p.103, 1997.

MOUSSA, M. S. et al. Model-based evaluation of nitrogen removal in a tannery wastewater treatment plant. *Water Science and Technology*, Oxford, v.50, n.6, p.251–260, 2004.

MULLER, E. B.; STOUTHAMER, A.H.; VANVERSEVELD, H. W. Aerobic domestic waste-water treatment in a pilot plant with complete sludge retention by cross-flow filtration. *Water Research*, New York, v.29, p.1179 – 1189, 1995.

MULDER, M.H.V. *Basic principles of membrane techonology*. 2.ed. Netherlands: Kluwer Academic Publishers, 1996. 584p.

NORIT. *Technical presentation: Norit air-lift® MBR technology*. 2008.

OGNIER, S. ;WISNIEWSKI, C.; GRASMICK, A. Membrane bioreactor fouling in sub-critical filtration conditions: a local critical flux concept. *Journal of Membrane Science*, Amsterdam, v.229, p.171-177, 2004.

PATEL, J.; KAKHLA, G. Simultaneous nitrification and denitrification with anoxic phosphorus uptake in a membrane bioreactor system. *Water Environmental Research*, Alexandria, v.78, p. 2193, 2006.

ROS, M. Denitrification kinetics in an activated sludge system. *Water Science and Technology*, Oxford, v.32, n.9/10, p.323-330, 1995.

SANTOS, S. G. *Utilização de metanol, etanol e metano como doadores de elétrons para a desnitrificação*. São Carlos, 2003. 130 f. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2003.

SANTOS, S. G.; VARESCHE, M.B.A.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. Comparison of methanol, ethanol, and methane as electron donors for denitrification. *Environmental Engineering Science*, Larchmont, v.21, n.3, p.313-320, 2004.

STEPHENSON, T.; JUDD, S.; JEFFERSON, B.; BRINDLE, K. *Membrane bioreactor for wastewater treatment*. London: IWA Publishing, 2000. 175p.

U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. *Nitrogen control manual*. Washington D. C.: Office of Research and Development, 1993.

van HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. *O comportamento do sistema de lodos ativados: teoria e aplicações para projeto e operações*. Campina Grande: Epgraf, 1999. 472p.

VISVANATHAN, C.; BEM AIM, R. Studies on colloidal membrane fouling mechanisms in cross-flow filtration. *Journal of Membrane Science*, Amsterdam, v.45, p.3 – 15, 1989.

VISVANATHAN, C.; BEM AIM, R.; PARAMESHWARAN, K. Membrane separation bioreactors for wastewater treatment. *Environmental Science Technology*, , Easton, v.30, n.1, p.1-48. 2000.

von SPERLING, M. *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: princípios básicos do tratamento de esgotos*. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade de Minas Gerais, 1996. v.2

von SPERLING, M. *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: lodos ativados*. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade de Minas Gerais, 1997. v.4.

WEF. Water Environment Federation. *Biological nutrient removal operation in wastewater treatment plant*. New York: Mc Graw Hill, 2005. 597p. (Manual of practice, 29).

WEF. Water Environment Federation. *Membrane systems for wastewater treatment*. New York: Mc Graw Hill, 2006. 284p.

WEN, X.; LAW, A.W.K.; FANE, A.G. Study on fouling characteristic of a axial hollow fibers cross-flow microfiltration under different flux operations. In: PROCEEDINGS OF THE IWA SPECIALITY CONFERENCE – WEMT, 2004, Seoul. *Proceeceedings of the...* Seoul: WEMT, 2004.

WU, Y. J.; WHANG, L. M.; HUANG, S. J.; YANG, Y. F.; LEI, C. N. Evaluation of performance and microbial ecology of sequencing batch reactor and membrane bioreactor treating thin-film transistor liquid crystal display wastewater. *Water Science Technology*, Oxford, v.58, n.5, p.1085 – 1093, 2008.

ZHANG, B.; YAMAMOTO, K.; OHGAKI, S.; KAMIKO, N. Floc sice distribution and bacterial activities in membrane separation activated mixed liquor processes for small-scale treatment/remediation. *Water Science Technology*, Oxford, v.35, n.6, p.37 – 44, 1997.

ZOH, K. D., STENSTROM, M. K. Application of a membrane bioreactor for treating explosives process wastewater. *Water Research*, New York, v.36, p.1018-1024, 2002.

APÊNDICES

PPGEC FEIS UNESP
Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais

Memória de Cálculo: Piloto MBR (com remoção de N)

PARÂMETROS DE PROJETO

1.1) Parâmetros do afluente		
Flowrate =	2,88	m ³ /d
BOD =	1252	g O ₂ /m ³
COD =	2504	g O ₂ /m ³
COD/BOD =	2,0	
TKN =	276	g N/m ³
TSS =	200	g/m ³
VSS =	150	g/m ³
nbVSS =	60	g/m ³
FSS =	50	g/m ³
Alk =	140	g CaCO ₃ /m ³

NITRIFICAÇÃO

2 - Taxa de Crescimento específico		
DO =	2,0	g O ₂ /m ³
μ_n =	0,221	g VSS/g VSS.d
3 - Idade do Lodo		
SRT _{theor} =	4,5	d
Safety f =	17,6	
SRT _{design} =	17	d
4 - Produção de biomassa:		
S =	0,409	g COD/m ³
P _{heterotr} =	0,718	kg VSS/d
P _{cell debris} =	0,325	kg VSS/d
P _{nitrif} =	0,032	kg VSS/d
P _{pVSS} =	1,074	kg VSS/d
P _{nbVSSin} =	0,173	kg VSS/d
P _{FSSin} =	0,144	kg VSS/d
P _{TSS} =	1,391	kg VSS/d
5 - Nitrogênio oxidado a NO _x :		
N-NO _x ⁻ =	186	g N/m ³

OBS 01: Supor que todo TKN é oxidado a Nitrato

OBS 02: Assimilação de 12% do nitrogênio pela biomassa.

Legenda		
XX: Input		
XX: Calculado		
XX: Tabelado		

1.2) Parâmetros do efluente (saída)		
Flowrate =	2,88	m ³ /d
BOD =	10	g O ₂ /m ³
COD =	40	g O ₂ /m ³
COD/BOD =	4	
N-NH ₄ ⁺ =	0,5	g N/m ³
N-NO ₃ ⁻ =	45,0	g N/m ³

1.3) Parâmetros de Operação		
T =	30	°C
RAS =	0,0	

DENITRIFICAÇÃO (Pré Anóxico)

8 - Biomassa ativa (X _b)		
X _b =	6099	g/m ³
9 - Recirculação interna:		
IR =	3,1	Típico: 3 ~ 4
10 - Alimentação de NO ₃ para Anóxico		
Flowrate DN =	9	m ³ /dia
Flowrate DN =	0	m ³ /h
11 - Volume Anóxico (DN)		
τ =	1,50	h
τ =	0,063	dia
V _{DN} =	0,6	m ³
12 - F/M _b		
F/M _b =	2,10	g/g d
rbCOD =	751,2	g O ₂ /m ³
rbCOD ratio =	30%	
13 - SDNR		
SDNR _{adj} =	0,13	g N/g X _b d
14 - Check NO _x		
NO _x removido =	0,4	kg/d
NO _x a remover =	0,4	kg/d
Check =	1,1	OK

6 - Tanque de Nitrificação		
Nº Tanque =	1	unidades
$M_{TSS} =$	24	kg
$M_{VSS} =$	21	kg
$X_{TSS} =$	$\frac{11.82}{3}$	g/m ³
$X_{VSS} =$	$\frac{10.59}{9}$	g/m ³
$V_N =$	2,0	m ³
$\tau =$	17	h
$h =$	1,0	m
Area =	2	m ²
L =	2,0	m
B =	1,0	m

Adotado p/ cada Tanque

onde: $M = X \cdot V_{TA}$

7 - Carga aplicada:		
F/M =	0,17	g BOD/g MLVSS.d
N/M =	0,04	g N/g MLVSS.d
$L_{BOD} =$	1,80	kg BOD/m ³ .d
$L_{NTK} =$	0,40	kg N/m ³ .d

Correção da pressão atmosférica		
H =	335	m
g =	9,81	m/s ²
MM =	28,97	kg/kg-mole
$(z_b - z_a) =$	335	m
R =	8314	kg m ² / s ² kg-mole K
T =	303,15	K
$P_b / P_a =$	0,96	
$P_{atm} =$	735	mm Hg
$\gamma_{H_2O} =$	9,764	kN/m ³
$P_{atm} =$	9,99	m H ₂ O

15 - Demanda de alcalinidade:		
$Alk_0 =$	140	g CaCO ₃ /m ³
$Alk_e =$	80	g CaCO ₃ /m ³
$Alk_N =$	1.326	g CaCO ₃ /m ³
$Alk_{DN} =$	502	g CaCO ₃ /m ³
$Alk_{added} =$	764	g CaCO ₃ /m ³
$C_{alk} =$	2	kg CaCO ₃ /d
$C_{NaOH} =$	4	kg NaOH/d
Purity =	50	%
d =	1,51	g/cm ³
$Q_{NaOH} =$	0,2	L/h
$Q_{NaOH,design} =$	150	L/h

16 - Demanda de oxigenação:		
DO =	2,0	g O ₂ /m ³
$R_{O_2 \text{ w/ DN}} =$	0,3	kg O ₂ /h
$R_{O_2 \text{ credit}} =$	0,1	kg O ₂ /h
$R_{O_2} =$	0,2	kg O ₂ /h
T =	30	°C
$Z_{difusor} =$	0,40	m
$P_{water} =$	0,60	m H ₂ O
$C_{20,H} =$	8,77	mg O ₂ /L
$C_{T,H} =$	7,28	mg O ₂ /L
$\alpha =$	0,65	
$\beta =$	0,95	
F =	0,90	
$C_{s,T,H} =$	7,01	mg O ₂ /L
$O_{TA} =$	18	%
$C_{s,T,H} =$	6,72	mg O ₂ /L
$Q_{O_2} =$	0,6	kg O ₂ /h
$\epsilon =$	0,10	
$p_{ar} =$	1,126	kg/m ³
$C_{O_2 ar} =$	0,261	kg O ₂ /m ³ ar
$Q_{ar,theoric} =$	21	N m ³ ar/h

17 - Cálculo Ultrafiltração:		
$J_{\text{design}} =$	50	LMH
$Q_{\text{permeate}} =$	120	L/h
Module Type =	X-Flow 13PEF4385	
$A_{\text{sup_module}} =$	1,60	m ² /module
$N_{\text{modules design}} =$	1,50	
$N_{\text{modules design}} =$	2	m ² /module
$A_{\text{sup_skid}} =$	3,20	m ²
$v_{\text{CF}} =$	0,50	m/s
$Q_{\text{feed_module}} =$	4,15	m ³ /h / module
$Q_{\text{feed_module}} =$	8,30	m ³ /h / module
$v_{\text{air_lift}} =$	0,50	m/s
$Q_{\text{air_module}} =$	4,15	Nm ³ /h / module
$Q_{\text{air}} =$	8,30	Nm ³ /h

Dados adicionais

1) Coeficientes Cinéticos

$T_{\text{operação}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$

Heterotrophic coef.			
Coeficiente	Unidade	Típico (20°C)	Calculado
μ_{max}	g VSS/g VSS.d	6,00	11,803
K_s	g COD/m ³	20,00	20,000
k_d	g VSS/g VSS.d	0,12	0,178
Y	g VSS/g COD	0,40	
f_d	Unitless	0,15	
θ values			
μ_{max}	Unitless	1,07	
K_s	Unitless	1,00	
k_d	Unitless	1,04	

Nitrification coef.			
Coeficiente	Unidade	Típico (20°C)	Calculado
$\mu_{n,\text{max}}$	g VSS/g VSS.d	0,75	1,475
K_n	g NH ₄ -N/m ³	0,74	1,240
k_{dn}	g VSS/g VSS.d	0,08	0,118
Y_n	g VSS/g NH ₄ -N	0,12	
K_0	g/m ³	0,50	
θ values			
$\mu_{n,\text{max}}$	Unitless	1,07	
K_n	Unitless	1,053	
k_{dn}	Unitless	1,04	