



II-125 - DESENVOLVIMENTO DE UM REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO ASSOCIADO À MEMBRANA DE MICROFILTRAÇÃO

Paulo Américo Boff

Eng. Químico pela Pontifícia Universidade Católica (PUC-RS). Mestre em Ciências dos Materiais pela Universidade de Caxias do Sul (UCS). **e-mail:** pauloboff@verlag.com.br

Lademir Luiz Beal⁽¹⁾

Eng. Químico pela Fundação Universidade de Rio Grande (FURG), Doutor em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental pelo Instituto de Pesquisas Hidráulicas - Universidade Federal do Rio Grande do Sul (IPH/UFRGS). Professor/Pesquisador do Centro de Ciências Exatas e Tecnologia da Universidade de Caxias do Sul (CCET/UCS). **e-mail:** llbeal@ucs.br

André Alberto Lovatel

Eng. Ambiental pela Universidade de Caxias do Sul, Mestrando em Ciências dos Materiais pela Universidade de Caxias do Sul (UCS). **e-mail:** aalovate@ucs.br

Endereço⁽¹⁾: Centro de Ciências Exatas e Tecnologia da Universidade de Caxias do Sul (CCET/UCS). **Rua:** Francisco Getúlio Vargas, 1130. **Bairro:** Petrópolis. **Cidade:** Caxias do Sul. **CEP:** 95070-560

RESUMO

Este artigo tem como objetivo principal o desenvolvimento de um reator anaeróbio de leito fluidificado associado à membranas de microfiltração. Para tanto propõem estabelecer um protocolo para que seja possível o desenvolvimento deste tipo de reator. Uma perfeita harmonia deve ser estabelecida entre velocidade de fluxo na membrana para otimizar a fluxo de permeado e a velocidade ascensional mínima para fluidização, bem como para minimizar o desprendimento de biofilme. Assim, além de alcançar estes objetivos há, indubitavelmente uma economia de energia, visto que a energia perdida no rejeito é aproveitada para fluidizar o meio suporte. Este artigo também apresenta uma análise do comportamento da resistência ao longo do tempo, considerando seus valores iniciais após os processos de limpeza.

O meio suporte utilizado foi areia e, primeiramente, foram realizados ensaios de fluidização com quatro diâmetros médios distintos: 1,00 mm, 0,77 mm, 0,50 mm e 0,36 mm, classificados de acordo com a série Tyler. O melhor diâmetro, devido a questões envolvendo área, perda de carga e disponibilidade foi com o diâmetro de 0,50 mm.

A membrana utilizada foi de microfiltração, tubular, fabricada com PVDF. Esta apresentava diâmetro de poro de 0,2 µm. A resistência sobre a membrana não apresentou boa correlação com o fluxo de permeado, indicando que existem outros fatores inerentes ao processo que influenciam na resistência da membrana e no fluxo através da mesma.

PALAVRAS-CHAVE: Reator de Leito Fluidificado; Membranas; Microfiltração;

INTRODUÇÃO

Os reatores de leito fluidificado tem chamado a atenção para a sua utilização em processos de tratamento de efluentes pela sua elevada capacidade de remover matéria orgânica e reduzido tempo de detenção hidráulico. No entanto, a elevada razão de reciclo necessária para a fluidificação leito gera uma demanda energética que o torna menos competitivo. O mesmo comportamento e análise vem sendo observado para processos onde reatores biológicos são associados à membranas (RBM). Porém nestes processos (RBM), apesar da qualidade que pode ser obtida no efluente tratado, um dos fatores que tornam sua operação dispendiosa é a energia perdida no rejeito, devido a elevada razão de reciclo no sistema de membranas tubulares, superior àquela necessária para fluidificação.

Dessa forma, a associação entre um reator de leito fluidificado e um sistema de membranas tubulares permite alcançar dois objetivos: uma elevada qualidade do efluente tratado e uma otimização do uso de energia.

Assim, este artigo apresenta um estudo para o desenvolvimento de um reator anaeróbio de leito fluidificado associado à membrana (RALFM), onde a energia contida no rejeito é utilizada para fluidificação do leito.



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

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

$$\Delta P = 150 \cdot \frac{\eta \cdot L \cdot v}{g_c \cdot D_p^2} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} + 1,75 \cdot \frac{L \cdot v^2 \cdot \rho}{g_c \cdot D_p} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}, \text{ onde}$$

ΔP = perda de carga no leito (m);

L = altura do leito expandido (m);

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

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

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

D_p = diâmetro da partícula (m);

ε = porosidade;

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

A utilização da equação com de Ergun com outra configuração também é sugerida por outros autores como (Brouckaert 2004 e Pereira et al., 2000).

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

H_f = perda de carga (m)

L = altura do leito expandido (m);

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

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

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

No início da fluidificação a perda de carga deve ser suficiente para suspender os sólidos no leito (Gomide, 1983).

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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



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

Segundo (Gomide, 1983), o tipo de escoamento em reatores de leito fluidificado varia de acordo com a relação do número de Reynolds e ε , conforme

$$\frac{Re}{(1-\varepsilon)}$$

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

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

$$v_c = \frac{g \cdot D_p^2 \cdot (\rho - \rho')}{150 \cdot \mu} \cdot \frac{\varepsilon_m^3}{(1-\varepsilon_m)}, \text{ onde}$$

D_p = diâmetro da partícula (m);

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

Segundo Leva (apud Gomide, 1983), também para regime laminar ($Re < 5$), pode ser usada a equação

$$v_c = \frac{g_c \cdot (\rho - \rho') \cdot D_p^2}{200 \cdot \eta \cdot \lambda_L} \cdot \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)}, \text{ onde}$$

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

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

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

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

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

D_p = diâmetro da partícula (m);

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

ε = esfericidade.

Leva (apud Gomide, 1983), estabelece a equação empírica que também pode ser usada para cálculo da velocidade crítica em fluxo laminar

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

D_p = diâmetro da partícula (mm);

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

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

μ = viscosidade do fluido (cP).

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

$$v_{c \text{ corrigido}} = k \cdot v_c, \text{ onde}$$

k = fator de correção relacionado à variação de Reynolds.

O objetivo deste artigo é o desenvolvimento de um reator anaeróbio de leito fluidificado associado à membranas de microfiltração. Para tanto foi realizada a caracterização hidráulica do sistema para estabelecer relações adimensionais que permitam a passagem do modelo testado em escala para outros protótipos.

Também foi realizada a modelagem matemática do sistema, para determinar a faixa de velocidade superficial ótima que promova a maior conversão de substrato ao mesmo tempo em que evita a perda de biomassa por desprendimento do meio suporte. Também foi avaliada a hidrodinâmica das membranas de microfiltração.

METODOLOGIA

A metodologia observada neste artigo pode ser dividida em três etapas, a saber: ensaios de fluidificação, caracterização hidráulica da membrana e operação do sistema.

Sistema Experimental

O sistema operacional foi montado como é mostrado nas figuras 1 e 2.

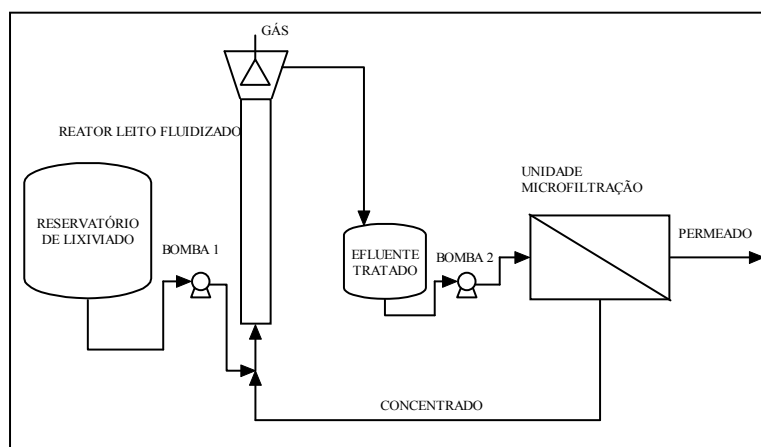


Figura 1. Fluxograma de montagem do processo.

A montagem final do experimento, com a identificação dos equipamentos e pontos de amostragem, está na figura 2.

O processo foi controlado por um programa supervisor desenvolvido em linguagem de programação Delphi. Os parâmetros vazão de permeado, vazão de alimentação e pressão aplicada às membranas foram controladas pelo programa supervisor e seus valores registrados.

Tabela 1. Dimensões do reator anaeróbio.

Parâmetro	Medida
Diâmetro interno corpo principal	150 mm
Altura corpo principal	2.000 mm
Diâmetro corpo separador GSL*	300 mm
Altura corpo separador GSL*	250 mm
Volume total do reator	0,05645 m ³
Volume útil do reator	0,03300 m ³

*GSL: Gás –Sólido-Líquido.

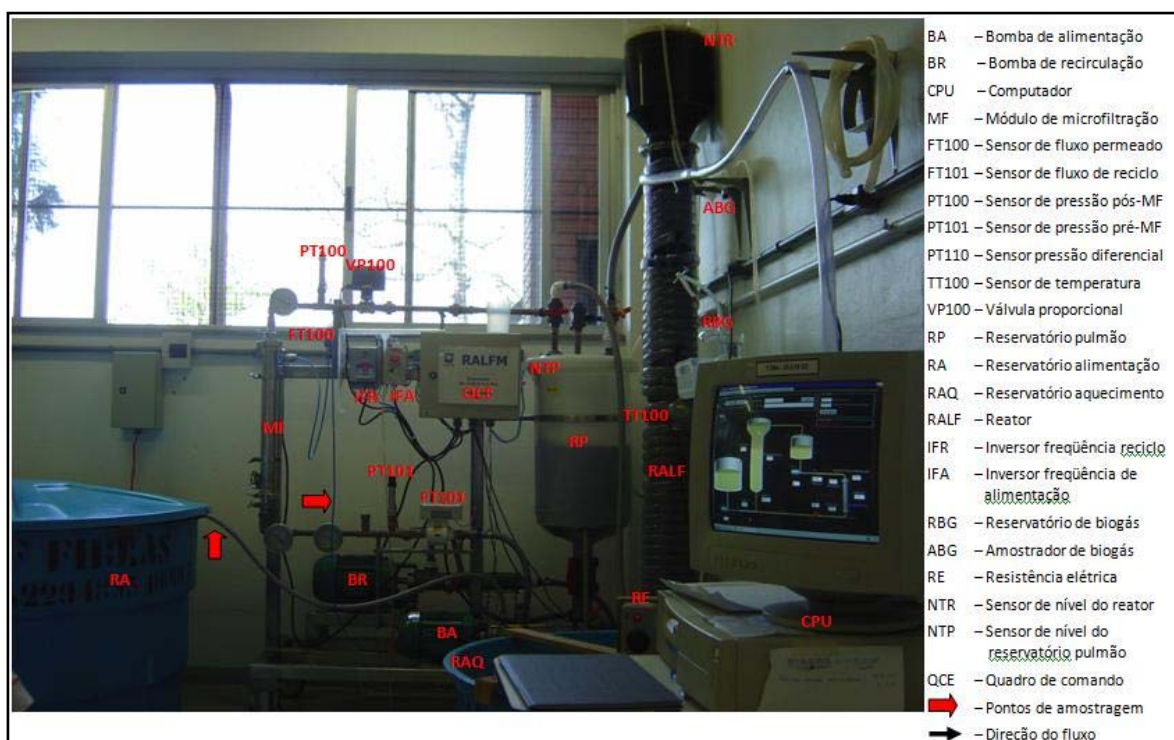


Figura 2. Vista geral da unidade experimental.

A unidade de microfiltração foi constituída de módulo fabricado pela empresa Koch Membranes. O material das membranas é PVDF e o módulo foi composto de 5 tubos de ½” com área útil de 0,11 m² inseridos em uma carcaça de aço inoxidável de 2 ½” de diâmetro e 0,55 m de comprimento. O módulo foi montado no sentido vertical com fluxo ascendente, sendo que o permeado e o concentrado foram recolhidos na parte superior, seguindo o concentrado para o reator anaeróbio e o permeado sendo recolhido em tanque de polietileno.

Todo o processo foi controlado por um programa supervisor, o qual controlava a vazão de alimentação, vazão de permeado e pressão sobre o módulo de membranas. A figura 3 apresenta a tela principal do programa supervisor.

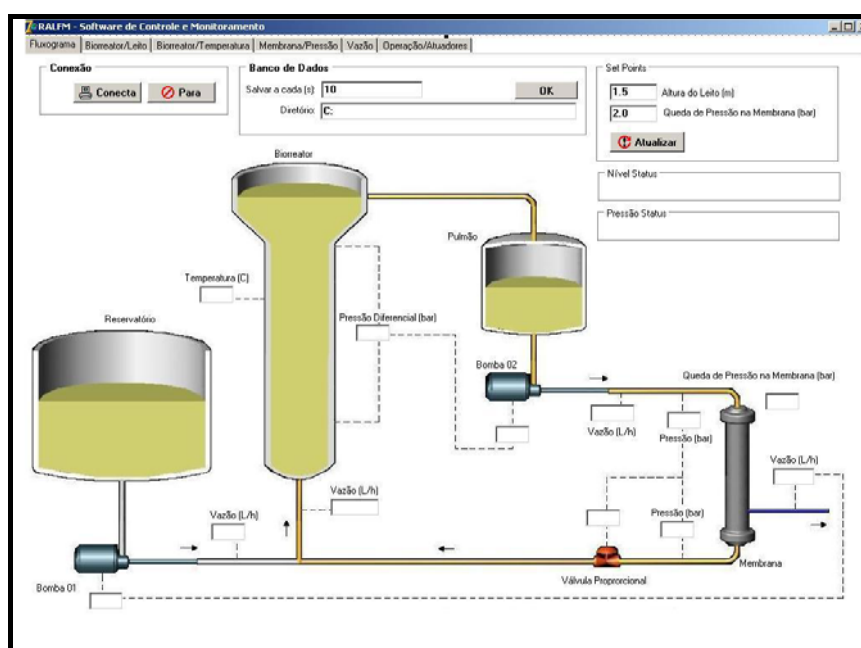


Figura 3: Tela principal do programa supervisor.



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

Testes de fluidização.

Foram testadas seis alturas iniciais de leito seco (areia) para cada uma das granulometrias especificadas na Tabela 1. Estas alturas iniciais foram: 25,5 cm; 30,5 cm; 35,5 cm; 40,5 cm; 45,5 cm; 50,5 cm.

Tabela 2. Faixas de classificação da areia com volumes mais significativos.

Faixa	Série	Diâmetro máx. (mm)	Diâmetro mín. (mm)	Diâmetro médio (mm)
1	14/20	1,168	0,833	1,000
2	20/24	0,833	0,71	0,771
3	28/35	0,589	0,417	0,503
4	35/48	0,417	0,297	0,357

Com as alturas padrões no cilindro, fez-se passar vazão de água pelo sistema à fim de remover eventuais bolhas de ar presentes nas tubulações dos manômetros de vazão e perda de carga. Em seguida suspendeu-se essa vazão, e compactou-se o leito úmido numa altura o mais próxima possível da altura de leito seco, e procedeu-se a alimentação com água, aumentando a vazão até que fosse movimentado o leito. Neste momento houve a medição da perda de carga e da vazão.

A seguir, a vazão de alimentação de água foi incrementada em diversos valores e mediu-se a altura do leito e a deflexão do manômetro de perda de carga. Foram realizadas diversas tomadas de valores, para cada um dos 24 ensaios (quatro faixas de granulometria e seis alturas de leito seco inicial para cada uma).

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

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

ΔP : Perda de carga (Pa)

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

ρ_{H_2O} : Massa específica da água de carbono (kg.m^{-3});

g : Aceleração da gravidade (m.s^{-2}) e

h : Altura da deflexão do manômetro (m)

A porosidade do leito foi calculada utilizando-se a seguinte equação:

$$\varepsilon = \frac{V_{\text{fluido}}}{V_{\text{total}}}, \text{ onde:}$$

V_{total} : Volume total da coluna (m^3)

V_{fluido} : Volume ocupado pelo fluido (m^3)

Já, o número de Reynolds foi calculado utilizando-se a seguinte equação:

$$\text{Re} = \frac{\rho_{\text{fluido}} \cdot D_{\text{partículas}} \cdot u}{\mu_{\text{fluido}}}, \text{ onde:}$$

Re : Número de Reynolds;

ρ_{fluido} : Massa específica do fluido (kg.m^{-3});

$D_{\text{partículas}}$: Diâmetro médio das partículas (m);

u : velocidade superficial (m.s^{-1});

μ_{fluido} : Viscosidade do fluido ($\text{kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$)



Resistência da membrana

Os modelos que descrevem o fluxo através de membranas como sendo função da pressão não são adequados para explicar o fluxo observado durante operações de membranas, principalmente quando o objetivo é o tratamento de efluentes. Uma melhor aproximação é obtida pelo uso de resistências em série (Cherian, 1998).

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

$$J = A \cdot \frac{P_T}{\mu}, \text{ onde}$$

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

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

A =coeficiente de permeabilidade da membrana;

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

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

$$J_{\text{água}} = \frac{P_T}{R_M}$$

Como a operação não se dá com água pura, mas com fluidos que contêm diferentes compostos, devem ser agregados termos referentes à resistência causada pelo “fouling” (R_F), e pela concentração por polarização e a camada limite (R_G). O fluxo para um fluido qualquer, portanto, é (Song, 1998).

$$J = \frac{P_T}{R_M + R_F + R_G}$$

Assim, neste artigo foi utilizado o modelo de resistência para descrever o comportamento hidrodinâmico do módulo de membrana.

RESULTADOS

Escolha do diâmetro do meio suporte

A escolha do diâmetro e altura do meio suporte foi realizada de acordo com análise dos ensaios de fluidificação. Na Figura 4 são apresentadas as curvas de $\Delta P \times \mu_{\text{fluido}}$, obtidas a partir dos ensaios de fluidização.

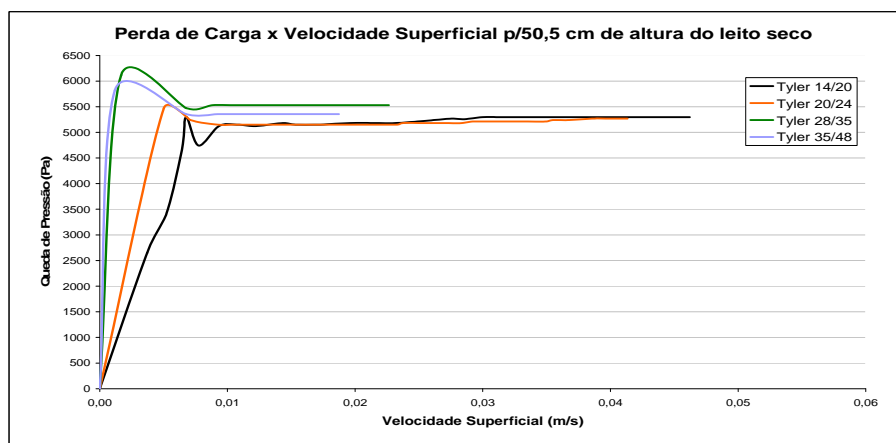


Figura 4: Queda de pressão no leito para altura inicial de 50,5 cm

Analisando-se os gráficos de queda de pressão no leito, verifica-se que para velocidades ascensionais de 0,01 m/s já ocorre fluidificação independentemente da altura inicial do leito seco e do tamanho da partícula. De posse desses dados foi realizado estudo de expansão do leito após a fluidificação (velocidades ascensionais superiores a 0,01 m/s), como função do diâmetro da partícula e velocidade para estabelecer a quantidade de meio suporte a ser adicionado no reator e velocidade ascensional. A Figura 5 apresenta os dados obtidos.

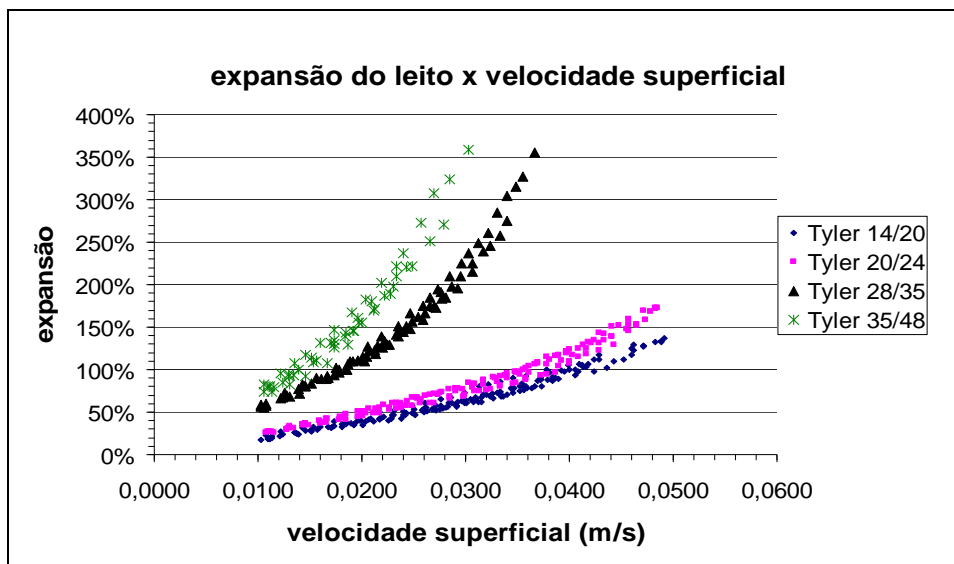


Figura 5. Variação da expansão do leito com a velocidade superficial, para diferentes granulometrias.

A Figura 5 apresenta a expansão do leito como função da velocidade superficial. Os leitos com areia de maior porosidade – 14/20 e 20/24 – apresentam uma variação da expansão do leito menos brusca do que para os leitos com areias de menor porosidade – 28/35 e 35/48 – porque a passagem mais livre do fluido entre as partículas das areias maiores ocorre mais livremente e é necessária uma velocidade maior para que a energia gerada seja capaz de iniciar o afastamento entre as partículas e, conseqüentemente, a expansão entre elas. Ao contrário, o reduzido espaço livre entre as partículas menores faz com que pequenos gradientes de velocidade sejam suficientes para provocar rápida expansão do leito. Como exemplo, uma velocidade superficial de $0,014 \text{ m.s}^{-1}$ provoca uma expansão entre 20% e 40% para as areias de maior porosidade e 80% e 110% para as areias de menor porosidade.

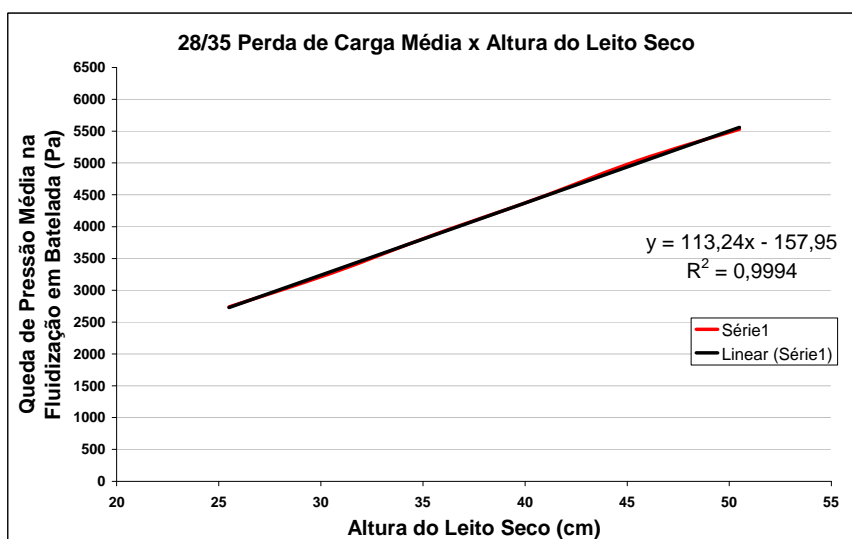


Figura 6: Perda de carga média em função da altura do leito seco.

Assim, relacionando os gráficos de queda de pressão com velocidade e o gráfico de expansão do leito procedeu-se a escolha do tamanho do meio suporte. A granulometria escolhida para meio suporte foi areia de tamanho médio de 0,503 mm, com faixa de variação entre 0,417mm e 0,589 mm (Série Tyler 28-35). A partir



desses dados, foram elaborados gráficos relacionando a perda de carga média com altura de leito seco para verificar a relação entre estes e estimar qual a perda de carga para a altura de leito do meio suporte escolhido. Tal relação obedeceu ao comportamento de uma função linear, como apresentado na Figura 6.

Comportamento hidrodinâmico do módulo de microfiltração

A análise do comportamento hidrodinâmico é foi realizada em duas fases, devido à substituição da membrana após seu rompimento por sobre pressão. Assim, os resultados são divididos em primeira e segunda fase, ou seja, com o módulo colocado antes e depois do rompimento das membranas. A Figura 7 apresenta os dados de fluxo das membranas em relação ao tempo e à pressão aplicada.

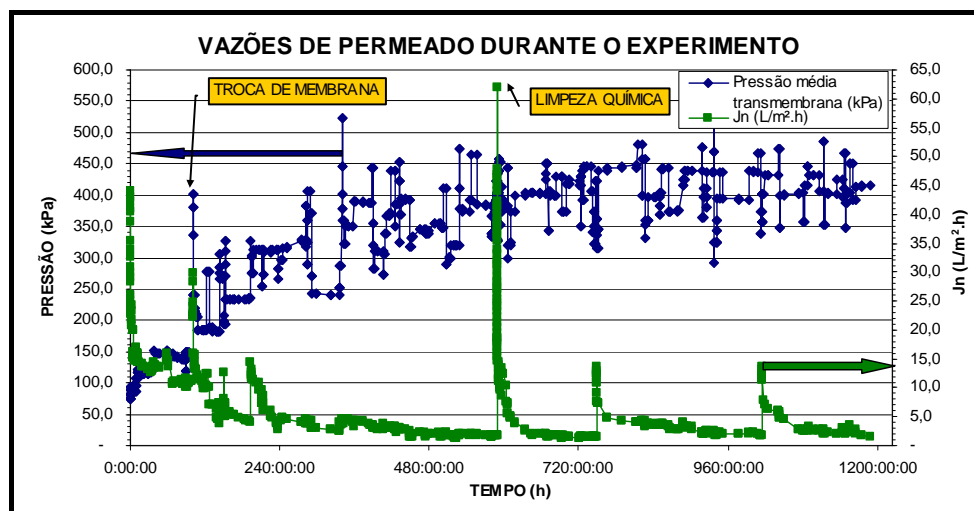


Figura 7. Comportamento da pressão e fluxo de permeado na unidade de membrana.

Os dados apresentados na figura 7 mostram um comportamento similar ao longo do tempo para as duas membranas utilizadas. Nota-se que apesar das variações de pressão, o fluxo de permeado decrescia ao longo do tempo, indicando uma operação na região dominada pela transferência de massa e não na região dominada pela pressão.

Avaliação hidrodinâmica da primeira fase

Na primeira fase a membrana foi utilizada por 108 horas de operação antes do rompimento. Nesta fase a membrana foi submetida a aumentos graduais de pressão como mostra a Figura 8. Verifica-se que, após a pressão ser aumentada, há um aumento correspondente de fluxo de permeado, porém sem a manutenção deste ao longo do período em que a pressão era exercida.

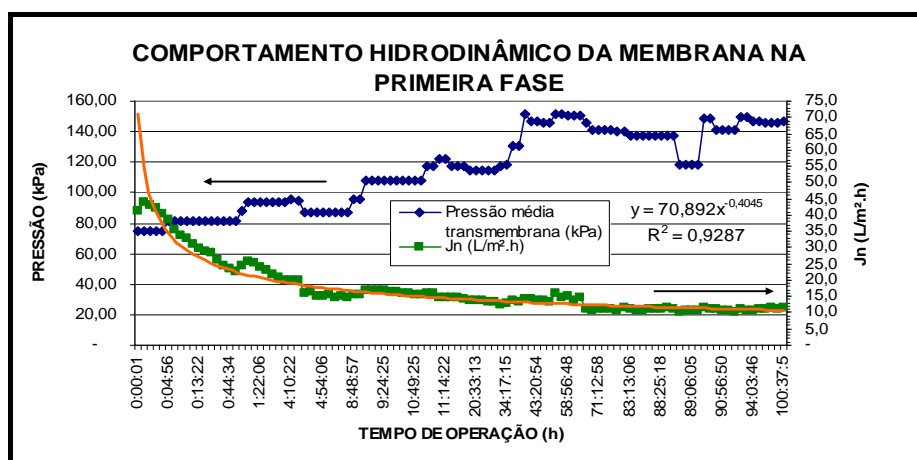


Figura 8. Comportamento hidrodinâmico da membrana na primeira fase.

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

O decréscimo do fluxo de permeado para uma pressão constante significa que outras variáveis atuam sobre o comportamento do fluxo. Essas variáveis podem ser citadas genericamente como sendo a composição da alimentação (composição do efluente e da biomassa do reator). Dessa forma, pode-se afirmar que o fluxo de permeado não depende somente da pressão exercida, mas, também, do fenômeno de transferência de massa.

A Figura 9 apresenta os dados da resistência da membrana ao longo do tempo, relacionada com o fluxo através da membrana. Nota-se que o aumento da resistência é mais intenso nas primeiras onze horas de operação. Neste período o aumento foi de 372%, enquanto que no período posterior (90 horas) o aumento foi de 67%. O aumento total da resistência (final da operação) comparado com o valor obtido imediatamente após o início da operação foi de 688%. Isso indica que a maior parte da resistência é formada nos primeiros instantes de operação. Após a camada limite ser estabelecida sobre a superfície da membrana, o sistema entra em equilíbrio e as variações na resistência ocorrem mais devido às mudanças de concentração dos compostos presentes na alimentação.

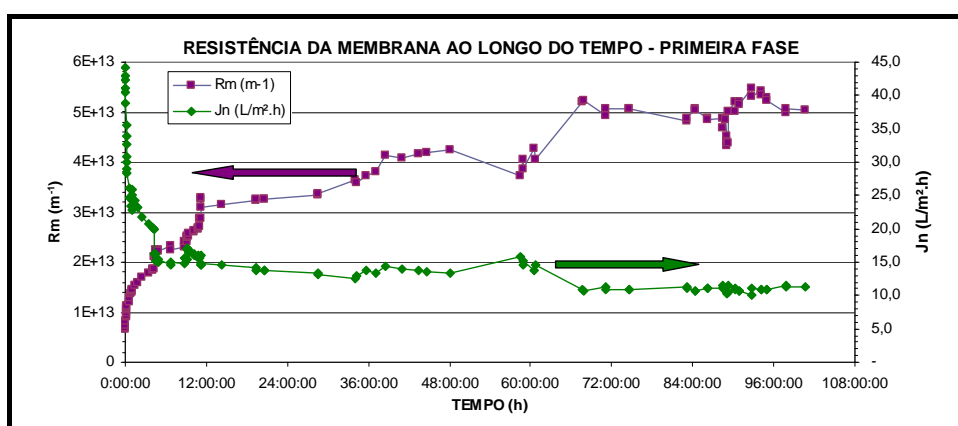


Figura 9. Resistência da membrana ao longo do tempo - Primeira fase.

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

Avaliação hidrodinâmica da segunda fase

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

A Figura 10 apresenta o comportamento hidrodinâmico da membrana na segunda fase do experimento, ao longo do tempo. Na Figura 10 se verifica que o fluxo através da membrana possui valor máximo no início da operação, quando a membrana se encontra limpa. Ao longo do tempo, começa a ocorrer formação de camada de material sobre a membrana reduzindo o fluxo de permeado. A partir do ponto indicado com 120 horas o fluxo apresenta pouca variação, mesmo com o aumento da pressão, indicando como na primeira fase que o fluxo de permeado é governado pelo fenômeno de transferência de massa. Similarmente ao ocorrido na primeira fase, a resistência total da membrana cresce ao longo do tempo do experimento do mesmo modo que o fluxo inicia com o valor máximo e reduz-se ao longo do tempo.

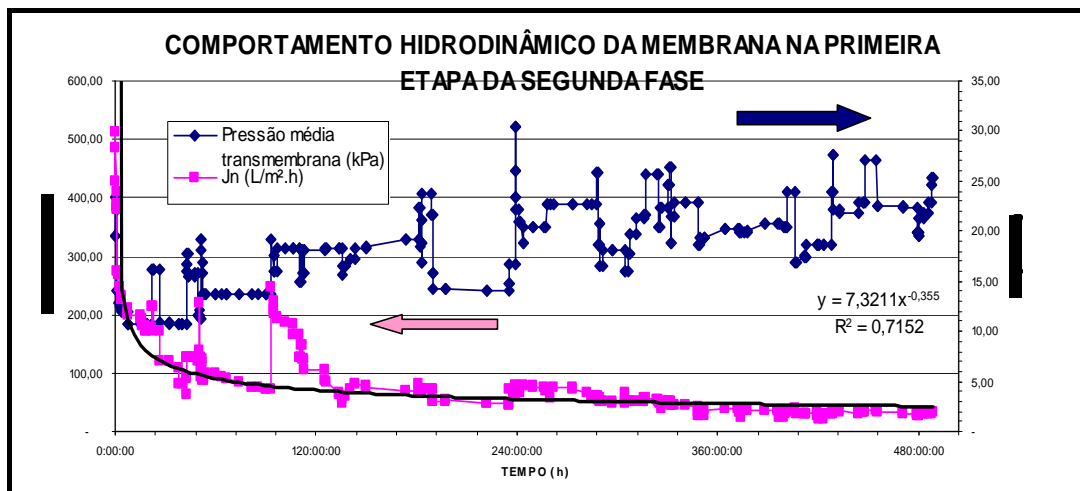


Figura 10. Comportamento hidrodinâmico da membrana na primeira etapa da segunda fase.

A resistência ao fluxo de permeado aumentou 23,53 vezes em 480 horas de operação. Porém, apesar deste aumento significativo a correlação entre Jn e Rm para esta etapa foi de -0,70, sendo que a correlação (r) entre esses parâmetros antes da limpeza (97 horas) foi de -0,77 e após de -0,79. Esses valores para r indicam que o aumento da resistência não foi o único fator a alterar o fluxo. A variação de pressão (incremento gradual) ao longo do período pode ter ocasionado este pequeno valor de r, mascarando o efeito das resistências.

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

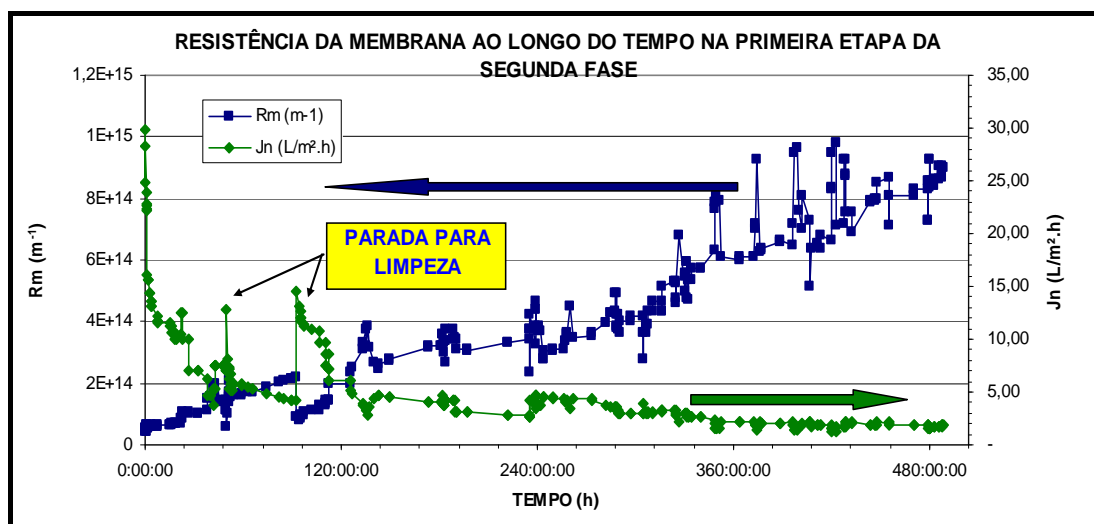


Figura 11. Resistência da membrana ao longo do tempo na primeira etapa da segunda fase.

Comportamento hidrodinâmico da membrana após a limpeza química.

Após a limpeza química realizada na membrana a operação desta ocorreu com uma pressão de 400 kPa e por um período de 600 horas. A pressão do fluido sobre a membrana, segundo a Figura 12, manteve-se dentro da faixa de 300 a 500 kPa, sendo o valor médio $400,57 \pm 39,81$ kPa. O fluxo de permeado inicia em valor de $62,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$. Por duas vezes neste período operacional foi realizada uma lavagem com água, sendo a primeira após 160 horas e a segunda após 426 horas de operação.

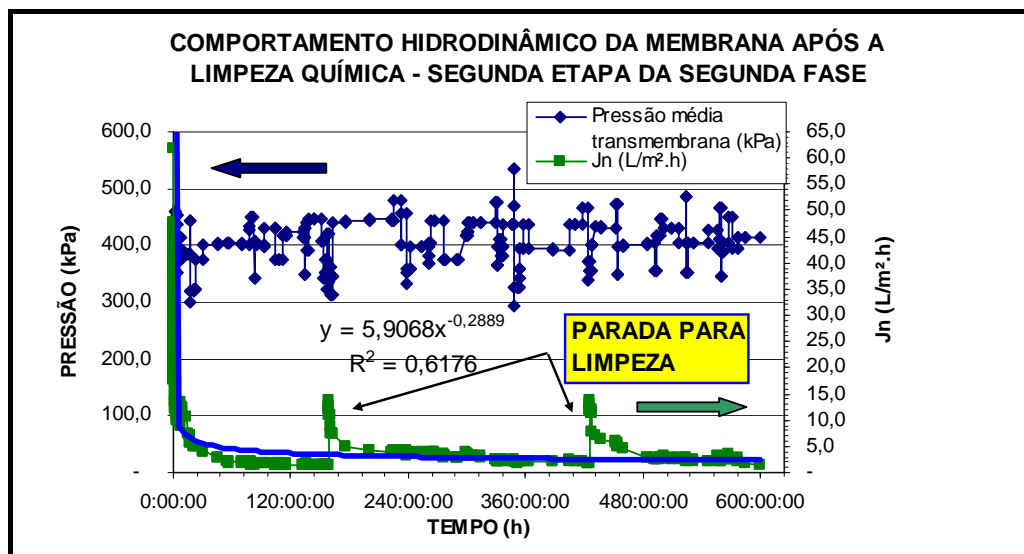


Figura 12. Comportamento hidrodinâmico da membrana após a limpeza química, segunda etapa da segunda fase.

Consequência destas lavagens foi a remoção da camada de material sobre a superfície da membrana. Assim, mesmo com redução da pressão, o fluxo aumenta porque se reduz a resistência ao fluxo melhorando a passagem de permeado. A resistência da membrana na segunda fase também varia ao longo do tempo conforme a Figura 13.

Este comportamento é apresentado na Figura 13. De modo similar a primeira fase, após a limpeza volta a ocorrer formação de camada sobre a superfície da membrana, reduzindo o fluxo e aumentando a resistência total. A resistência no início da operação após a limpeza química apresentou valor de $3,81 \times 10^{13} \text{ m}^{-1}$ aumentando para um máximo de $1,23 \times 10^{15} \text{ m}^{-1}$ imediatamente antes da limpeza com água. Isso representa um aumento de 31,28 vezes na resistência ao fluxo de permeado. Já, após a primeira limpeza com água, a resistência diminuiu para $1,05 \times 10^{14} \text{ m}^{-1}$, representando uma redução de 91% nesta. O máximo valor que a resistência obteve após a primeira limpeza com água foi de $1,02 \times 10^{15} \text{ m}^{-1}$, representando um aumento de 9 vezes sobre o valor imediatamente após a limpeza.

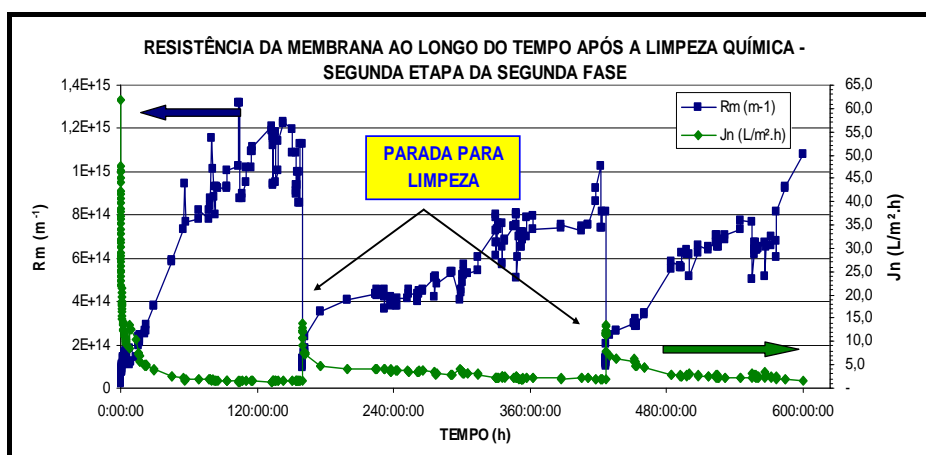


Figura 13. Resistência da membrana ao longo do tempo após a limpeza química – segunda etapa da segunda fase.

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



resistência residual sofre um incremento gradual, a qual será removida parcial ou totalmente através de uma limpeza química.

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

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

CONCLUSÕES

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

O comportamento hidrodinâmico das membranas foi coerente com os dados obtidos da literatura que indicam uma rápida redução do fluxo de permeado no início da operação, uma fase intermediária de declínio mais lento e uma fase final de estabilização do fluxo. Ainda, foi observado que aumentos gradativos de pressão não resultaram em correspondentes aumentos consistentes de fluxo.

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

Os processos de limpeza efetuados no módulo de membranas apresentaram os resultados esperados, sendo mais efetivo o ciclo de limpeza cloro-soda, seguido do processo de lavagem com água e da etapa de recirculação de efluente em regime fechado. Porém, para todos os processos de limpeza o retorno do sistema à operação normal não restabeleceu o fluxo anterior, comprovando que as membranas sofrem obstruções permanentes que não são removidas pelos processos de limpeza.

A limpeza com água, não obstante apresentar um resultado de recuperação da membrana menos efetivo do que a limpeza química, pois o fluxo de permeado através da membrana após a limpeza química apresentou o resultado de $62,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, enquanto que após a limpeza com água o fluxo apresentou o resultado de $14 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ é um método rápido, econômico e seguro de remover o material depositado sobre a superfície da membrana, restabelecendo um melhor fluxo de permeado. Esta estratégia é adequada para limpezas entre curtos períodos de tempo de operação em sistemas de membranas.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ALVES, M. M., MOTA, M., NOVAIS, J. M. Estudo comparativo de suportes para reactores anaeróbios de leito fluidizado. Braga, Universidade do Minho: 47-56. (2001).
2. BEAL, L. L., Tratamento anaeróbio de efluente de curtume de acabamento associado à membranas de micro e ultrafiltração., 2004, 313 p, - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2004.
3. CHERYAN, M., Ultrafiltration and microfiltration handbook., Second Edition ed. Lancaster: Technomic Publishing Company, Inc., 1998.
4. BROUCKAERT, B. M., "Hydrodynamic detachment of deposited particles in fluidized bed filter backwashing.," 2004, p, - Georgia Institute of Technology, 2004.
5. GOMIDE, R., Operações unitárias - operações com sistemas sólidos granulares vol. 1º. São Paulo: Edição do Autor, 1983.
6. JOHNSON, G., CULKIN, B., MONROE, M. Kinetics of mineral scale membrane fouling. A comparison of conventional crossflow membranes and vsep, a vibratory membrane sistem. Emeryville, CA, New Logic Research. (2003).
7. MELIN, T., "Membrane bioreactor technology for wastewater treatment and reuse.," Desalination, vol. 187, pp. 271-282, 2006.
8. NOBLE, R. D., STERN, S. A., Membrane separations technology - principles and applications vol. 1. Amsterdam: Elsevier, 1999.



9. PEREIRA, J. A. R., CAMPOS, J. R., MENDONÇA, N. M., NICIURA, C. L., , "Avaliação da perda de carga em um reator anaeróbio de leito expandido, em escala real, utilizado no tratamento de esgoto sanitário,," in XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, Porto Alegre, 2000.
10. SONG, L., "Flux decline in crossflow microfiltration and ultrafiltration: mechanisms and modeling of membrane fouling,," Journal of Membrane Science, pp. 183-200, 1998.
11. YAMATO, N., KIMURA, K., MIYOSHI, T., WATANABE, Y., Difference in membrane fouling in membrane bioreactors (MBRs) caused by membrane polymer materials. Journal of Membrane Science, pp. 911-919, 2006.
12. WAGNER, J., Membrane filtration handbook practical tips and hints: Osmonics, 2001