

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL**  
**ESCOLA DE ENGENHARIA**  
**DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

**CARACTERIZAÇÃO DO ESCOAMENTO DE BOLHAS EM UM  
BIORREATOR COM MEMBRANA DE FIBRA OCA**

***MAURÍCIO THOMAS DA SILVA***

**Porto Alegre**

**2018**

**MAURÍCIO THOMAS DA SILVA**

**CARACTERIZAÇÃO DO ESCOAMENTO DE BOLHAS EM UM  
BIORREATOR COM MEMBRANA DE FIBRA OCA**

Dissertação de Mestrado submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química

Área de concentração: Fenômenos de Transporte e Operações Unitárias

**Orientadores:**

Prof.<sup>a</sup> Dr.<sup>a</sup> Isabel Cristina Tessaro

Prof. Dr. Nilo Sérgio Medeiros Cardozo

**Porto Alegre**

**2018**

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova a Dissertação *Caracterização do escoamento de bolhas em um biorreator com membrana de fibra oca*, elaborada por Mauricio Thomas da Silva, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia.

Comissão Examinadora:

---

Prof. Dr. Evandro Steffani

---

Dr.<sup>a</sup> Júlia Menegotto Frick Pavoni

---

Prof.<sup>a</sup> Dr.<sup>a</sup> Luciane Ferreira Trierweiler

## **Agradecimento**

À toda minha família pelo incentivo constante e apoio incondicional que foi fundamental para a realização deste trabalho.

Aos meus orientadores, Isabel e Nilo, por todos os ensinamentos e conhecimentos compartilhados, sem o qual não seria possível a realização deste trabalho.

Aos meus amigos e colegas do LASEM pela amizade, companheirismo e auxílio.

## RESUMO

O uso de biorreatores com membrana para o tratamento de efluentes vem crescendo com os anos, principalmente para o tratamento de esgoto municipal. Isto gera uma necessidade de realização de estudos para maior compreensão e otimização desse processo. Um dos parâmetros operacionais estudados é a aeração, pois demanda a maior quantidade de energia e é utilizada como mitigador do acúmulo de incrustação na superfície da membrana. Além disso, as bolhas são provedoras do oxigênio para a biomassa, além de mantê-la em suspensão. O objetivo desse trabalho é estudar o processo de formação de bolhas em um biorreator com membrana de fibra oca utilizando um fluido newtoniano e um não newtoniano. Para tal foi utilizado um biorreator cilíndrico de bancada com um módulo de membrana de fibra oca. Para simular a viscosidade do lodo foi utilizada uma solução de goma xantana, como fluido não newtoniano, e água destilada como fluido newtoniano. Para a aeração foram utilizados três tipos de aeradores, duas placas circulares de vidro sinterizado com diferentes tamanhos de poros e pedra porosa de aquário. As bolhas foram capturadas utilizando uma câmera fotográfica e analisadas utilizando 5 parâmetros: área, circularidade, diâmetro de Feret, diâmetro mínimo de Feret e quantidade. A análise de imagens para obtenção destes parâmetros foi feita utilizando o programa ImageJ. Os resultados mostraram que com o aumento da viscosidade do meio contínuo as bolhas se tornam mais uniformes, mas há formação de macro bolhas. Com o aumento da viscosidade há uma diminuição na quantidade de bolhas formadas, mas por sua vez essas são maiores. Ao comparar o mesmo sistema com e sem a presença do módulo de membrana foi observada uma diferença no processo de formação das bolhas. Assim sendo é importante considerar a presença da membrana quando se estuda o comportamento e formação das bolhas em biorreatores com membrana.

**Palavras-chaves:** Biorreatores com membranas; aeração; distribuição de tamanho; coeficiente de atrito.

## ABSTRACT

The use of membrane bioreactors for the treatment of effluents has been growing over the years, mainly for the municipal sewage treatment plants. This generates a need to carry out studies for greater understanding and optimization of this process. One of the operational parameters studied is aeration, because it demands the greatest amount of energy and is used to mitigate of the accumulation of scale on the surface of the membrane. In addition, the bubbles provide the oxygen to the biomass, in addition to keeping it in suspension. This work is aimed to study the process of bubble formation in a hollow fiber membrane bioreactor using a Newtonian and a non-Newtonian fluid. For this purpose, a cylindrical bench bioreactor with a hollow fiber membrane module was utilized. To simulate the sludge viscosity a solution of xanthan gum, as non-Newtonian fluid, and distilled water as Newtonian fluid were considered. Three types of aerators were used for aeration: two circular sintered glass plates with different pore sizes and porous aquarium stone. The bubbles were captured using a photographic camera and analyzed through five parameters: area, circularity, Feret diameter, Feret minimum diameter and quantity. The image analysis to obtain these parameters was done by the ImageJ software. The results showed that with increasing viscosity of the continuous medium the bubbles become more uniform, but there is formation of macro bubbles. With increasing viscosity, decrease in the quantity of bubbles formed was observed, however, the formed bubbles had larger dimensions. Comparing the same system with and without the presence of the membrane module, difference in the formation process and the behavior of the bubbles was detected, and therefore, the presence of membranes in bioreactors should be considered.

**Key-words:** Membranes bioreactors; aeration; size distribution; coefficient of friction.

# Sumário

1.	Introdução .....	1
1.1.	Objetivo geral .....	2
1.2.	Objetivos específicos .....	2
2.	Fundamentação teórica e revisão bibliográfica .....	3
2.1.	Biorreatores com membrana (BRM) .....	3
2.2.	Incrustações em BRM .....	4
2.2.1.	Influência das características da membrana .....	6
2.2.2.	Influência das características da biomassa .....	7
2.2.3.	Influência das condições operacionais .....	9
2.3.	Aeração em BRM .....	10
2.4.	Comportamento reológico do lodo em BRM .....	11
2.5.	Formação das bolhas em BRM.....	13
2.5.1.	Caracterização de bolhas em fluido newtoniano e não newtoniano..	13
2.5.2.	Coefficiente de arraste .....	16
2.6.	Considerações finais .....	20
3.	Materiais e Métodos.....	22
3.1.	Sistema Experimental .....	22
3.1.1.	Sistema de aeração .....	23
3.1.2.	Fase contínua.....	23
3.2.	Metodologia experimental .....	24
3.3.	Análise das imagens .....	25
3.3.1.	Processamento das imagens .....	25
3.3.2.	Parâmetros analisados .....	26
3.3.3.	Cálculo do coeficiente de arraste .....	27
3.4.	Avaliação e comparação de médias.....	28
4.	Resultados e discussão .....	29

4.1.	Determinação da quantidade de imagens .....	29
4.2.	Caracterização do escoamento de bolhas .....	30
4.2.1.	Influência da solução no escoamento das bolhas .....	30
4.2.2.	Influência do aerador no escoamento de bolhas.....	32
4.2.3.	Influência da presença do modulo de membrana.....	33
4.2.4.	Distribuição de tamanho de bolhas .....	34
4.3.	Determinação do coeficiente de arraste.....	35
5.	Conclusão.....	39
6.	Referências bibliográficas.....	41

## Lista de Figuras

Figura 2.1: Configurações de BRM: a) - módulo externo, b) - módulo submerso, c) - módulo submerso externo, adaptado de Silva (2009) .....	4
Figura 2.2: Fatores que influenciam o <i>fouling</i> adaptado de SILVA (2009) .....	5
Figura 2.3: Esquema da estrutura do EPS (a) e da estrutura da célula (b), adaptado de (LIN <i>et al.</i> , 2014).....	8
Figura 2.4: Gráfico da forma das bolhas em fluídos Newtonianos retirado de CLIFT; GRACE; WEBER, (2005).....	16
Figura 2.5: Vista esquemática de uma bolha não esférica (2) e esfera com volume equivalente (1) e suas projeções em um plano horizontal, adaptado de (KARAMANEV, D.; DEWSBURY; MARGARITIS, A., 2005).....	18
Figura 3.1: Disposição dos equipamentos utilizados nos experimentos.....	22
Figura 3.2: Aeradores utilizados: a) Aerador 1, b) Aerador 2, c) Aerador 3 .....	23
Figura 3.3: Etapas do processamento da imagem; a) foto real; b) foto após a identificação das bolhas; c) imagem pronta para ser analisada; d) imagem da resposta do ImageJ .....	26
Figura 3.4: Plugin MTrackJ utilizado na determinação da velocidade das bolhas..	27
Figura 4.1: Variação da média do diâmetro mínimo de Feret para o experimento com água destilada sem o módulo de membrana (ASM) para os 3 aeradores.....	30
Figura 4.2: Imagens do fluxo de bolhas para os três aeradores em água destilada e goma xantana sem a presença do módulo da membrana. Vazão de ar 5 Lmin <sup>-1</sup> e temperatura ambiente (25°C). .....	31
Figura 4.3: Distribuição de tamanho para os experimentos com água destilada sem membrana (a); água destilada com membrana (b); goma xantana sem membrana (c); goma xantana com membrana (d). .....	35
Figura 4.4: Trajetória das bolhas para a determinação da velocidade, a) Aerador 1 em água destilada, b) Aerador 1 com goma xantana.....	36

## Lista de Tabelas

Tabela 2.1 Diferentes equações para correlacionar a taxa de cisalhamento, SST e T para o cálculo da viscosidade aparente. Onde a, b, c, d, f, g são parâmetros de ajuste e $E_a$ é a energia de ativação ( $\text{kJ mol}^{-1}$ ). Adaptado de Ratkovich <i>et al.</i> (2013).....	12
Tabela 3.1: Propriedades físicas das soluções utilizadas .....	24
Tabela 4.1: Número mínimo de imagens para cada experimento.....	29
Tabela 4.2: Valores médios dos parâmetros analisados para os experimentos realizados sem o módulo de membrana.....	32
Tabela 4.3: Valores médios para os parâmetros analisados para todos os experimentos realizados em água destilada com e sem a presença do módulo de membrana .....	33
Tabela 4.4: Valores médios para os parâmetros analisados para todos os experimentos realizados em solução de goma xantana com e sem a presença do módulo de membrana .....	34
Tabela 4.5: Valores médios e erro padrão para a velocidade de ascensão das bolhas para todos os experimentos. ....	36
Tabela 4.6: Coeficiente de atrito calculado com valores médios para os experimentos com água destilada e a propagação do erro no valor.....	37
Tabela 4.7: Coeficiente de atrito calculado com valores médios para os experimentos com goma xantana e a propagação do erro no valor. ....	37
Tabela 4.8: Valores da variância da média amostral para as variáveis da equação do $C_d$ . ....	38

## **Lista de Quadros**

Quadro 3.1: Experimentos realizados onde A - água destilada; GX - solução de 1g/L de goma xantana .....	25
---	----

## Lista de Símbolos

$C_D$	Coeficiente de atrito
$d$	Diâmetro da bolha (m)
$d_e$	Diâmetro equivalente a uma esfera (m)
$d_h$	Diâmetro da projeção horizontal da bolha (m)
$d_F$	Diâmetro de Feret (m)
$dm_F$	Diâmetro mínimo de Feret (m)
$E_o$	Número adimensional de Eötvös
$g$	Aceleração da gravidade ( $m.s^{-2}$ )
$k$	Índice de consistência do fluido
$Mo$	Número adimensional de Morton
$n$	Índice de comportamento do fluido
$Re$	Número adimensional de Reynolds
$S$	Área onde a força de atrito é aplicada ( $m^2$ )
$SST$	Sólidos suspensos totais ( $mg.L^{-1}$ )
$T$	Temperatura ( $^{\circ}C$ )
$U$	Velocidade da bolha ( $m.s^{-1}$ )
$V$	Volume da partícula ( $m^3$ )
$V_e$	Volume da elipse ( $m^3$ )
$We$	Número adimensional de Weber
$X$	Relação da viscosidade entre as fases
$Y$	Relação da massa específica entre as fases

## Lista de letras gregas

$\gamma$	Taxa de cisalhamento
$\sigma$	Tensão superficial ( $N.m^{-1}$ )
$\mu$	Viscosidade (Pa.s)
$\mu_d$	Viscosidade da fase dispersa (Pa.s)
$\mu_c$	Viscosidade da fase contínua (Pa.s)
$\rho_d$	Massa específica da fase dispersa ( $kg.m^{-3}$ )
$\rho_c$	Massa específica da fase contínua ( $kg.m^{-3}$ )
$\tau$	Tensão de cisalhamento

## **Lista de abreviações**

BRM	Biorreatores com membranas
CAB	Butirato de acetato de celulose
EPS	Substâncias poliméricas extracelulares
ETAR	Estação de tratamento de águas residuais
PTFE	Politetrafluoroetileno
PVB	Poli(vinil butiral)
PVDF	Poli(fluoreto de vinilideno)
SPM	Produtos microbianos solúveis
SNIS	Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento
TCE	Tratamento convencional de efluentes

## 1. Introdução

No Brasil, segundo dados do Sistema Nacional de Informação sobre Saneamento, enquanto 83,3% da população possuem acesso à rede de água potável, apenas 50,3 % do esgoto gerado foi coletado e somente 42,7% foi tratado em 2015 (SNIS, 2017). Apesar dos índices não serem elevados, nota-se uma melhora em relação ao ano de 2014.

Para melhorar esses índices são necessários investimentos em tecnologias que possibilitem tratar maior quantidade de efluente e com maior eficiência. Uma tecnologia que está sendo muito utilizada para o tratamento de efluentes municipais em vários países, como Estados Unidos, Alemanha e China (JUDD, S.; JUDD, C., 2011), é a de biorreatores com membrana (BRMs). Os BRMs consistem na associação de reatores biológicos com processos de separação com membranas.

Entre as vantagens de BRMs em relação ao tratamento convencional de efluentes, está a necessidade de uma menor área para a mesma capacidade de tratamento. Esse fator é de suma importância para grandes centros urbanos, como o Sudoeste brasileiro, onde há limitação de espaço para a instalação de sistemas de tratamento.

Outra vantagem importante é a possibilidade de se obter um efluente tratado de melhor qualidade, que pode ser utilizado como água de reuso. Isto faz dos BRMs uma alternativa para o aumento da disponibilidade de água em regiões carentes de recursos hídricos, seja por qualidade ou por quantidade, podendo considerar a água residuária tratada como um recurso hídrico a ser utilizado para diversos fins. Assim liberando água de melhor qualidade para o abastecimento domiciliar.

Processos com membranas possuem como importante limitação a formação de incrustações na mesma, que causa perda de eficiência e gera gastos com a limpeza e/ou substituição das membranas, aumentando o custo do tratamento. A formação de incrustação em BRM depende de diversos fatores que estão relacionados à membrana, à biomassa e às condições operacionais.

As incrustações (em inglês *fouling*) podem ser controladas alterando parâmetros de operação, fluxo e pressão, mas o principal meio de mitigação é através da aeração do sistema. A aeração também é responsável por oxigenar o meio de reação e manter a biomassa em suspensão.

Comumente a estratégia dos estudos com aeração é analisar do efeito de uma única bolha e aplicar os modelos obtidos em fluxos mais complexos. Apesar de ser muito importante essa estratégia, há necessidade de se aplicar em sistemas mais realistas de BRM, para assim compreender melhor os efeitos dos parâmetros da aeração sobre as incrustações na membrana.

### **1.1. Objetivo geral**

O objetivo geral deste trabalho é determinar os parâmetros característicos da formação e do escoamento de bolhas, como tamanho e coeficiente de atrito, em um biorreator com membranas utilizando diferentes tipos de aeradores.

### **1.2. Objetivos específicos**

Os objetivos específicos constituem-se em:

- a) avaliar a influência da reologia da fase líquida no escoamento das bolhas no sistema;
- b) avaliar a influência da geometria e características do aerador no escoamento das bolhas no sistema;
- c) avaliar a influência do módulo de membrana no escoamento das bolhas no sistema;
- d) determinar o coeficiente de arraste para cada condição de operação do BRM.

## **2. Fundamentação teórica e revisão bibliográfica**

Neste capítulo são apresentados os fundamentos teóricos sobre o processo de tratamento de efluentes utilizando os biorreatores com membranas (BRM). Também é apresentada uma revisão bibliográfica contendo os fatores importantes para o entendimento da presente dissertação.

### **2.1. Biorreatores com membrana (BRM)**

A tecnologia de biorreatores com membranas combina o tratamento biológico de efluentes com a separação sólido-líquido do processo de separação através de membranas (JUDD, S.; JUDD, C., 2011). Diferentemente do processo convencional, a separação do lodo não se faz por sedimentação em BRM, mas sim por filtração através de membranas. Desse modo, separa-se totalmente a biomassa do efluente tratado (HOLBROOK; MASSIE; NOVAK, 2005).

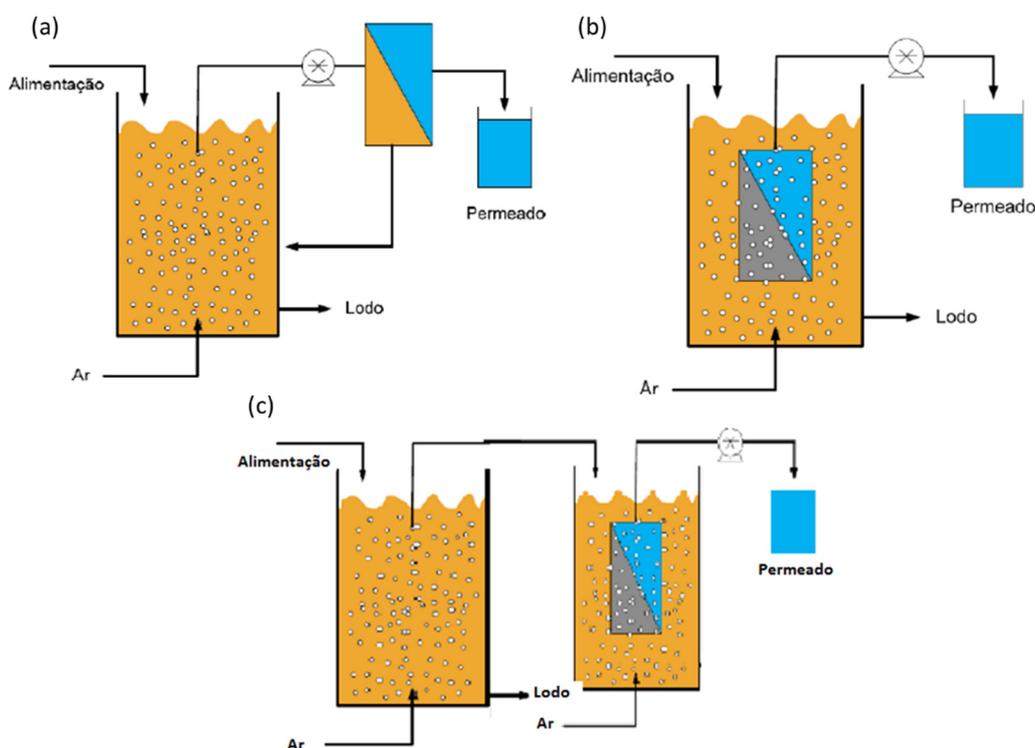
O primeiro BRM surgiu no final da década de 60 e foi desenvolvido pela empresa Dorr-Oliver (BEMBERIS et al. 1971), combinando ultrafiltração com o tratamento convencional de efluentes (TCE) para o tratamento de águas residuais em navios. Esse sistema era baseado no modelo com membrana externa ao reator biológico (Figura 2.1a). Nessa configuração, o biorreator e o módulo de membranas atuam separadamente, com o conteúdo do reator sendo bombeado para os módulos de membranas e o processo operando em escoamento tangencial, ou seja, a suspensão escoia paralelamente à superfície da membrana, enquanto o permeado é transportado transversalmente à mesma e o retido (ou concentrado) retorna ao biorreator.

Incentivos do governo japonês para a reutilização de águas residuais, na década de 1990, tornaram possível o desenvolvimento de um novo sistema de BRM. YAMAMOTO et al. (1989) desenvolveram um BRM com membranas submersas no biorreator (Figura 2.1b). No BRM submerso a superfície externa das membranas está em contato com o conteúdo do biorreator e o permeado é recolhido utilizando uma bomba de vácuo.

Existe outro modo de operação dos BRM, que consiste em uma união dos biorreatores anteriores (Figura 2.1c). Com o BRM submerso externo é possível separar o processo biológico do processo de separação, podendo assim aplicar metodologias diferentes em cada compartimento aprimorando a eficiência total do tratamento.

Nos últimos 15 anos houve avanços no desenvolvimento de tecnologias que permitiram que os BRMs fossem usados em unidades de tratamento de porte médio, originando um aumento do seu emprego no mercado global com um crescimento de 12,8 % ao ano, (KRZEMINSKI *et al.*, 2017). Em geral, esse crescimento é impulsionado pelos seguintes fatores: (i), a alta qualidade da água produzida, (ii), o aumento da escassez de água de boa qualidade, (iii), aumento crescente do rigor da legislação de descarte e reutilização, (iv), a aceitação da tecnologia, (v), o potencial de modernização das estações de tratamento de águas residuais (ETAR) existentes (SANTOS; MA, W.; JUDD, S. J., 2011).

Figura 2.1: Configurações de BRM: a) - módulo externo, b) - módulo submerso, c) - módulo submerso externo, adaptado de Silva (2009)



Um dos fatores que limitam o uso da tecnologia BRM é a formação de incrustações na membrana, denominado *fouling*. O *fouling* pode ocasionar a perda de eficiência do processo de tratamento, através da diminuição do fluxo de permeado ou pelo aumento da pressão transmembrana.

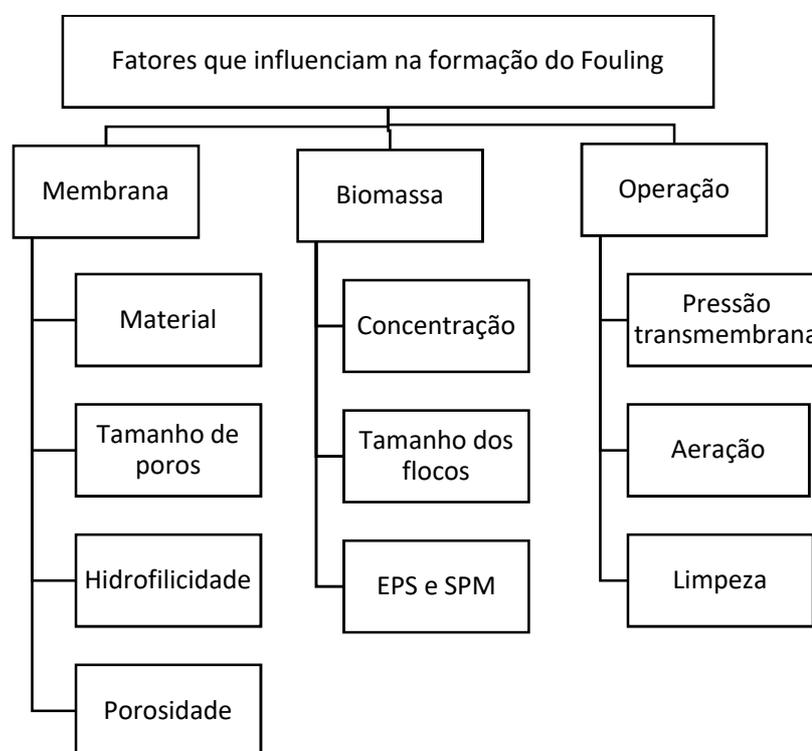
## 2.2. Incrustações em BRM

O *fouling* em BRM é o resultado da interação entre a biomassa e a membrana. Os principais mecanismos responsáveis pela incrustação na membrana são: (i) estreitamento

dos poros, que é atribuído à sorção de substâncias solúveis e coloidais com um tamanho muito menor do que o tamanho do poro da membrana, (ii) bloqueio dos poros devido à deposição de partículas com um tamanho semelhante ao dos poros da membrana e (iii) formação de camada de torta na superfície da membrana devido à deposição de substâncias na superfície.

Existem muitos fatores que podem afetar o *fouling*, os quais podem apresentar uma relação complexa entre si. Estes fatores podem estar associados às características da membrana, às características da biomassa e às condições operacionais, conforme representado na Figura 2.2

Figura 2.2: Fatores que influenciam o *fouling*, adaptado de SILVA (2009)



As incrustações reduzem a eficiência dos BRM, aumentam o consumo de energia para a aeração e provocam a necessidade de limpezas mais frequentes da membrana para restaurar sua permeabilidade. Essas limpezas diminuem a vida útil das membranas, gerando a necessidade da substituição das mesmas (JUDD, S.; JUDD, C., 2011; KRZEMINSKI *et al.*, 2017; LE-CLECH; CHEN, Vicki; FANE, T. A. G., 2006).

### **2.2.1. Influência das características da membrana**

Entre as características da membrana que afetam a incrustação em BRM estão o material da membrana, o tamanho dos poros, a porosidade e a hidrofiliicidade. Esses fatores não atuam de forma isolada no processo, por exemplo, a hidrofiliicidade e a porosidade estão ligadas ao material utilizado para a confecção da membrana.

#### **2.2.1.1. Tamanho de poro**

A relação entre o tamanho de poro e a formação de *fouling* depende da característica da solução de alimentação e do tamanho dos flocos da biomassa, o que leva a resultados distintos na literatura. Isso pode ser atribuído à variação nas características da biomassa em BRM e à distribuição comparativamente grande de tamanho de poro das membranas usadas, juntamente com parâmetros operacionais tais como a hidrodinâmica do sistema e a duração do teste (JUDD, S.; JUDD, C., 2011).

O estudo de MIYOSHI *et al.*, (2015) revelou que a influência do tamanho de poros na incrustação está interligada ao material utilizado na fabricação das membranas. Nesse trabalho, os autores utilizaram três polímeros: poli(fluoreto de vinilideno) (PVDF) com diâmetros de poro 0,4 µm, 0,25 µm e 0,02 µm, butirato de acetato de celulose (CAB) com diâmetros de poro de 0,2 µm, 0,05 µm e 0,04 µm e poli(vinil butiral) (PVB) com poros de 0,15 µm, 0,1 µm e 0,02 µm. Os resultados revelaram que o tamanho ótimo dos poros da membrana para diminuir a incrustação foi diferente, dependendo do material polimérico utilizado na membrana. Para as membranas de PVDF, o grau de incrustação da membrana diminuiu à medida que o tamanho dos poros da membrana aumentou. Em contraste, as membranas CAB com poros menores apresentaram menor propensão à incrustação do que aquelas com poros maiores. Os autores sugerem que essa diferença esteja relacionada com os diferentes tipos de incrustantes, para a membrana de CAB foram flocos microbianos e para a membrana de PVDF, compostos orgânicos predominaram na incrustação.

#### **2.2.1.2. Hidrofiliicidade**

Acredita-se que o *fouling* é mais severo em membranas hidrofóbicas do que em hidrofílicas, devido às interações hidrofóbicas entre solutos, células microbianas e materiais da membrana (MADAENI; FANE, Anthony G; WILEY, 1999; YU; HU; *et al.*, 2005; YU; XIE; *et al.*, 2005).

NITTAMI et al. (2014) estudaram a relação entre a hidrofiliicidade da membrana e a hidrofiliicidade do lodo ativado. Os autores avaliaram duas membranas de politetrafluoroetileno (PTFE), uma hidrofílica e outra hidrofóbica, utilizando dois lodos com hidrofobicidades de 23 % e 56 %. Os resultados demonstraram que a membrana hidrofílica apresentou melhor desempenho utilizando-se o lodo menos hidrofóbico. Quando foi utilizado o lodo mais hidrofóbico a membrana hidrofóbica teve melhor resultado, no entanto, o experimento com esse lodo teve uma durabilidade inferior devido ao aumento significativo da pressão transmembrana.

### ***2.2.2. Influência das características da biomassa***

Entre as características da biomassa que afetam a formação do *fouling* estão a concentração de microrganismos, a concentração de substâncias poliméricas extracelulares (EPS) e o tamanho dos flocos.

#### ***2.2.2.1. Concentração da biomassa***

A tendência à incrustação geralmente aumenta com o aumento da concentração da biomassa. No entanto esse efeito pode ser minimizado otimizando as condições hidrodinâmicas do reator, promovendo uma maior turbulência.

A literatura aborda discrepância entre os resultados dos efeitos da concentração dos sólidos suspensos em BRM. AZAMI et al. (2011) utilizaram concentrações de 3,8 g L<sup>-1</sup> até 15,2 g L<sup>-1</sup> em um reator com membranas planas. Os resultados mostraram que com o aumento da concentração houve um aumento da resistência à passagem do permeado, devido principalmente à maior formação da camada de torta sobre a superfície da membrana.

LOUSADA-FERREIRA; VAN LIER; VAN DER GRAAF, (2015) propuseram um valor crítico acima do qual há uma melhora no processo de filtração. Os autores testaram concentrações entre 5 gL<sup>-1</sup> até 15 gL<sup>-1</sup> e observaram que o valor crítico foi de 10,5 gL<sup>-1</sup>.

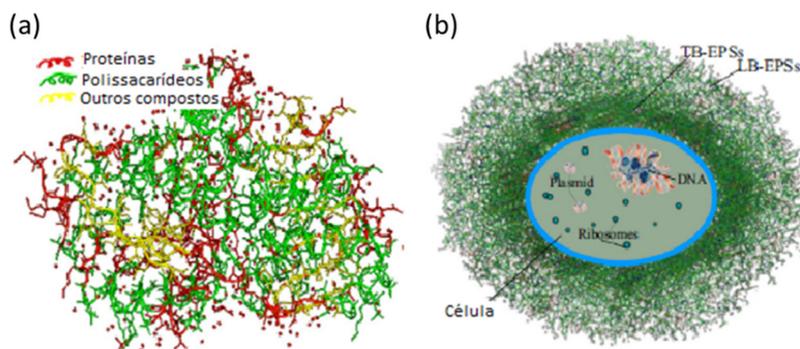
Os BRMs têm como vantagem poderem operar com uma concentração elevada de sólidos, mas concentrações elevadas podem dificultar a promoção de turbulência, responsável por controlar o depósito de espécies na superfície da membrana devido à alta viscosidade do meio. Entretanto, um limite ideal pode ser atingido devido ao fato de que a remoção de matéria orgânica chega a um valor onde não há alteração com o aumento da concentração de sólidos.

### 2.2.2.2. EPS e SPM

As substâncias poliméricas extracelulares (EPS) e os produtos microbianos solúveis (SPM) fazem parte do material biológico presente no lodo ativado utilizado em BRM, e são os principais formadores do *fouling* (GAO, D.; FU; REN, 2013). Essas substâncias são compostas principalmente de polissacarídeos e proteínas, podendo ser encontrados ácidos nucleicos, ácidos húmicos e lipídios em baixas concentrações (BURA *et al.*, 1998; D'ABZAC *et al.*, 2010; DIGNAC *et al.*, 1998).

Os EPS são encontrados na superfície externa da célula e podem ser divididos em fortemente ligados à célula (TB-EPS) e fracamente ligados (LB-EPS) (Figura 2.3). Os SPM são encontrados no interior da célula e são liberados quando há a lise celular.

Figura 2.3: Esquema da estrutura do EPS (a) e da estrutura da célula (b), adaptado de (LIN *et al.*, 2014)



Os EPS são substâncias produzidas pelas células que possibilitam que estas formem flocos, funcionando como uma espécie de matriz adesiva e coesiva, podendo esses flocos ou EPS livres aderir à superfície das membranas, formando a incrustação (CHO; SONG; AHN, 2005). Estudos mostram que a fração de proteína no EPS é que mais adere à superfície, podendo permanecer mesmo após a limpeza física (DING, A. *et al.*, 2016; TIAN, Y. *et al.*, 2012).

DING *et al.* (2016) também observaram que com o aumento da aeração há uma maior liberação de EPS no sistema, conseqüentemente aumentando a adesão à superfície da membrana. Apesar de a aeração tornar mais fina a camada de incrustação, essa é mais firmemente presa à superfície.

### **2.2.3. Influência das condições operacionais**

As condições operacionais como pressão, fluxo de permeado, limpezas e aeração, podem exercer influência na formação de incrustação tanto negativamente quanto positivamente.

#### **2.2.3.1. Pressão transmembrana**

A pressão é o parâmetro operacional fundamental para o funcionamento do sistema de BRM e está diretamente relacionada ao fluxo de permeado. Para solventes puros, como água, essa relação é linear, onde com o aumento da pressão há aumento do fluxo. Isso não é observado quando se utiliza uma solução que contenha sais dissolvidos, nesse caso existe um fluxo limite, em que não há uma variação do fluxo com o aumento da pressão.

Outro parâmetro importante é o fluxo crítico. O conceito original pressupõe que existe um fluxo de permeado abaixo do qual não há menor tendência à formação de incrustação (FIELD *et al.*, 1995). Entretanto, algum grau de incrustação sempre existirá e, portanto, fluxo crítico em sua forma mais estrita é inatingível em BRM (LE-CLECH; CHEN, V.; FANE, T. A. G., 2006).

A fim de se distinguir o grau de incrustação foi introduzido o conceito de “fluxo sustentável” (BACCHIN; AIMAR; FIELD, 2006). O fluxo sustentável pode ser definido como o fluxo acima do qual a taxa de incrustação é economicamente e ambientalmente insustentável ou para o qual a pressão transmembrana aumenta gradualmente a uma taxa aceitável, de tal forma que a limpeza química não é necessária.

#### **2.2.3.2. Limpezas química e física**

Para se recuperar uma parte do fluxo de permeado em BRM se faz o uso da limpeza física e/ou química. A primeira consiste na retrolavagem e no relaxamento, utilizados para remover as incrustações reversíveis (facilmente removidas), (ZSIRAI *et al.*, 2012). Já a limpeza química é empregada somente quando a limpeza física não foi eficiente na recuperação do fluxo de permeado.

A retrolavagem consiste em inverter o fluxo de permeado acumulado para remover o material aderido à superfície. Essa técnica poder ser utilizada para controlar a pressão transmembrana de forma automatizada (VERA *et al.*, 2014). Já a técnica de relaxamento consiste em cessar a filtração em um intervalo de tempo pré-definido, mantendo-se a aeração faz com que a camada de lodo aderida a superfície da membrana se desprenda,

recuperando parte do fluxo de permeado. CHRISTENSEN et al. (2016) observaram que existe um tempo de relaxamento para cada tipo de lodo e pode ser extrapolado para unidades maiores.

A limpeza química é realizada com ácidos orgânicos, soda cáustica ou hipoclorito de sódio, podendo ser feita no local ou fora da unidade. Normalmente é utilizado hipoclorito de sódio para compostos orgânicos e ácido nítrico para incrustações inorgânicas (KRZEMINSKI *et al.*, 2017). Para otimizar a limpeza, a retrolavagem pode ser combinada com produtos químicos formulados em baixa concentração (ZSIRAI *et al.*, 2012).

### 2.3. Aeração em BRM

Em BRM a aeração possui três principais objetivos: (i) fornecer oxigênio para a biomassa, (ii) manter o lodo ativado em suspensão e (iii) limitar a ocorrência de *fouling*. Na maioria das unidades, a aeração para a oxidação da biomassa e para a prevenção do *fouling* é realizada separadamente. O fluxo ascendente de bolhas gera uma velocidade tangencial do fluido responsável pelo cisalhamento da superfície da membrana. Para controlar o *fouling*, alguns fatores referentes à aeração são importantes, como a vazão de aeração, a sequência de aeração e o tamanho das bolhas.

Vários estudos abordam a interação de aeração e a formação de incrustação. UEDA *et al.* (1997), CHUA; ARNOT; HOWELL, (2002) e DELGADO; VILLARROEL; GONZÁLEZ, (2008) observaram o mesmo comportamento, reportando a existência de um valor máximo de vazão a partir do qual não há mais efeito sobre a formação do *fouling*. MENG *et al.* (2008) observaram que uma alta vazão de ar resulta na destruição dos flocos do lodo liberando pequenas partículas que aumentam a formação de incrustação na membrana. Já DALMAU *et al.* (2014) observaram que além de aumentar o *fouling*, a elevação da vazão também influencia negativamente na remoção de fósforo e nitrogênio do efluente. Com o estudo de MENG *et al.* (2008) e DALMAU *et al.* (2014) podemos inferir que para cada planta de BRM existe uma condição de aeração ótima, portanto não há um valor ideal único que pode ser usado em todas as unidades de BRM.

O estudo de diferentes modos de aeração tem se tornado importante meio para se evitar o *fouling* e ao mesmo tempo diminuir o custo energético. A aeração cíclica, que consiste em utilizar aeração com vazão de ar com intensidades diferentes, na operação

de um BRM. WU; HE, (2012) estudaram esse tipo de operação e notaram que houve uma menor taxa de formação do *fouling* irreversível, que é aquele que não se pode recuperar, em relação à operação com uma taxa de aeração constante.

Pesquisas científicas têm comprovado a importância da aeração intermitente, ou seja, a operação em que há alternância na taxa de aeração (CAPODICI *et al.*, 2015; COLLIVIGNARELLI *et al.*, 2017; DÍAZ *et al.*, 2017; SAHINKAYA; YURTSEVER; ÇINAR, 2016). Através dessa operação, foi alcançada uma melhora significativa do tratamento biológico, principalmente na remoção de nitrogênio. Outra importante melhoria foi a redução do consumo energético necessário para o tratamento.

Quando se comparam diferentes tamanhos de bolhas há divergências entre estudos. FANE *et al.*, (2005), SOFIA; NG; ONG, (2004) e TIAN *et al.*, (2010) controlaram melhor o *fouling* utilizando o menor orifício de saída de ar na formação das bolhas. Esse efeito se deve ao fato de pequenas bolhas possuírem uma alta velocidade, ocasionando cisalhamento na superfície da membrana. Outros autores relatam que o melhor resultado se obteve ao utilizar maiores geradores de bolhas (ÇULFAZ; WESSLING; LAMMERTINK, 2011; LU, Yan *et al.*, 2008). Tal fato foi ocasionado por bolhas de tamanhos maiores produziram maiores vórtices dentro do biorreator, e desse modo, causaram elevação na agitação do meio. LU *et al.* (2008) observaram que esse efeito é mais pronunciado quando se aplicam baixas vazões de ar, pois ao aumentar a vazão de ar, ocorre a mesma alteração na pressão transmembrana, independentemente do tamanho do orifício utilizado.

#### **2.4. Comportamento reológico do lodo em BRM**

Um fluido pode ser classificado quanto à relação entre a tensão de cisalhamento ( $\tau$ ) e a taxa de cisalhamento ( $\gamma$ ). Se essa relação for linear o fluido é considerado newtoniano, onde a constante de proporcionalidade na Equação (2.1) é a viscosidade ( $\mu$ ) do fluido.

$$\tau = \mu\gamma \quad (2.1)$$

Quando essa relação não for linear o fluido é considerado não newtoniano. Considerado um fluido não newtoniano, o lodo ativado possui a característica de um pseudoplástico (LOPEZ *et al.*, 2015; ROSENBERGER; KUBIN; KRAUME, M, 2002). A viscosidade em um fluido pseudoplástico diminui com o aumento da taxa de

cisalhamento e pode ser representada pelo modelo da lei de potência de Ostwald, Equação (2.2).

$$\mu = \frac{\tau}{\gamma} = k\gamma^{n-1} \quad (2.2)$$

onde k é índice de consistência do fluido e n é o índice de comportamento do fluxo.

A viscosidade de lodos ativados é afetada por diversos fatores, incluindo a concentração de sólidos suspensos, temperatura, pH, taxa de cisalhamento, concentração de EPS, entre outros (RATKOVICH *et al.*, 2013). ROSENBERGER; KUBIN; KRAUME, (2002) descobriram que a concentração de sólidos suspensos é o fator mais importante no que se refere às propriedades reológicas do lodo ativado. Propuseram um modelo matemático para a viscosidade em função da taxa de cisalhamento e da concentração de sólidos suspensos totais (SST). Recentemente, LOPEZ *et al.* (2015) acrescentaram nesse modelo a influência da temperatura no cálculo da viscosidade. Alguns desses modelos estão representados na Tabela 2.1.

Tabela 2.1 Diferentes equações para correlacionar a taxa de cisalhamento, SST e T para o cálculo da viscosidade aparente. Onde a, b, c, d, f, g são parâmetros de ajuste e  $E_a$  é a energia de ativação ( $\text{kJ mol}^{-1}$ ). Adaptado de Ratkovich *et al.* (2013).

Modelo	Equação	Referência
$\mu = f(\gamma, SST)$	$e^{(aSST^b)}\gamma^{(cSST^d)}$	(ROSENBERGER; KUBIN; KRAUME, M, 2002)
	$aSST^b\gamma^c$	(YANG, Fei <i>et al.</i> , 2009)
	$a \frac{SST^b}{\gamma}$	(KHALILI GARAKANI <i>et al.</i> , 2011)
$\mu = f(\gamma, SST, T)$	$a \frac{SST}{\gamma} + bSST + c$	(LAERA <i>et al.</i> , 2007)
	$a \frac{SST^b}{\gamma} e^{\frac{E_a}{RT}}$	(KHALILI GARAKANI <i>et al.</i> , 2011)
	$ae^{bSST^c} e^{\left(\frac{E_a}{RT}\right)} \gamma^{(-dSST^f e^{gT})}$	(LOPEZ <i>et al.</i> , 2015)

## 2.5. Formação das bolhas em BRM

Os escoamentos de bolhas são utilizados em diversos processos da indústria, estando presentes em processos de destilação, reatores, tratamento de efluentes, entre outros. As bolhas podem ter como função a transferência de calor e/ou massa para o sistema, agitação do meio contínuo e ação de cisalhamento no sistema.

A característica mais importante das bolhas é sua superfície móvel e sua capacidade de se deformar durante o movimento. Devido à sua interface móvel, as bolhas deformam-se quando submetidas a campos de escoamento externos até que as tensões normais e de cisalhamento alcancem um equilíbrio na interface. As bolhas, em condições de estado estacionário, são limitadas no número de formas possíveis devido ao fato de que não há formação de cantos ou arestas por causa da ação da força proveniente da tensão superficial. Além disso, a bolha pode alterar sua forma com o tempo e a posição durante o curso do seu movimento em um equipamento (CHHABRA, 2006; CLIFT; GRACE; WEBER, 2005).

### 2.5.1. Caracterização de bolhas em fluido newtoniano e não newtoniano

De acordo com CLIFT; GRACE; WEBER, (2005), as formas observadas das bolhas em movimento livre sem efeito de parede em fluido newtoniano podem ser divididas em três categorias, conforme descrito a seguir.

- Esférica: bolhas são aproximadas a esferas se a tensão interfacial e as forças viscosas forem mais importantes que as forças de inercia. Ainda para Clift, se a razão entre o eixo maior e o menor (AR) estiver entre 0,9 e 1,1, as bolhas podem ser consideradas esféricas.

- Elipsoidal: as bolhas que são oblatas com uma relação convexa (vista do interior) em torno de toda a superfície são chamadas de elipsoidais. Na prática, as formas reais diferem consideravelmente dos elipsoides verdadeiros, e a partícula pode não exibir simetria entre os lados. Além disso, as bolhas de forma elipsoidal são conhecidas por sofrer dilatação periódica ou movimento de ondulação que complica ainda mais a sua caracterização.

- Cap-Esférica ou Cap-Elipsoidal: as grandes bolhas usualmente têm bases planas ou invertidas, não exibindo nenhuma simetria. Tais partículas podem assemelhar-se a segmentos cortados a partir de esferas e de elipses.

Na ausência de efeitos de parede, comumente as formas de bolhas se movendo livremente em meios líquidos são governadas pelas magnitudes dos parâmetros adimensionais Reynolds, Weber, Eötvös, Morton, relações de viscosidade e de massa específica.

Número de Reynolds:

$$Re = \frac{\rho_c d U}{\mu_c} \quad (2.3)$$

Número de Weber:

$$We = \frac{\rho_c U^2 d}{\sigma} \quad (2.4)$$

Número de Eötvös:

$$Eo = \frac{\Delta \rho g d^2}{\sigma} \quad (2.5)$$

Número de Morton:

$$Mo = \frac{g \mu_c^4 \Delta \rho}{\rho_c^2 \sigma^3} \quad (2.6)$$

Relação de Viscosidade:

$$X = \frac{\mu_d}{\mu_c} \quad (2.7)$$

Relação de Massa Específica:

$$Y = \frac{\rho_d}{\rho_c} \quad (2.8)$$

onde:  $\rho_c$ : massa específica da fase contínua [ $\text{kg.m}^{-3}$ ];  $d$ : diâmetro da bolha [m];  $U$ : velocidade [ $\text{m.s}^{-1}$ ];  $\mu_c$ : viscosidade da fase contínua [Pa.s];  $g$ : aceleração da gravidade [ $\text{m.s}^{-2}$ ];  $\sigma$ : tensão superficial [ $\text{N.m}^{-1}$ ];  $\mu_d$ : viscosidade da fase dispersa [Pa.s] e  $\rho_d$ : massa específica da fase dispersa [ $\text{kg.m}^{-3}$ ];  $\Delta\rho$ : diferença entre as massas específicas das duas fases [ $\text{kg.m}^{-3}$ ]

O número de Reynolds da bolha representa numericamente a relação entre as forças inercial e viscosa que agem no escoamento. O número de Weber relaciona a força de

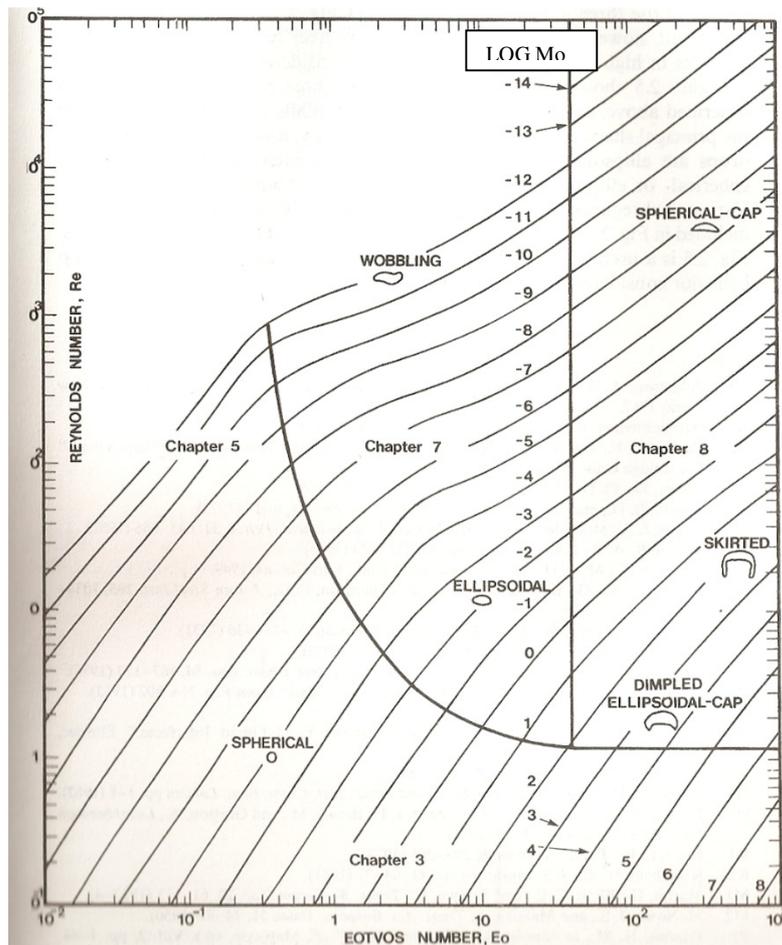
inercia e a força de cisalhamento na interface gás líquido (tensão superficial). O número de Eötvös relaciona a força gravitacional e a força proveniente da tensão superficial. Já o número de Morton é simplesmente um arranjo adimensional numericamente conveniente entre algumas propriedades físicas. Baseado nesses números adimensionais foi criado um “mapa de forma” para bolhas em líquidos newtonianos. Quando estes adimensionais são calculados, recorre-se ao gráfico representado pela Figura 2.4. Basta entrar com os valores obtidos e localizar a região correspondente para determinar o formato das bolhas.

Em termos gerais, a forma esférica é observada em valores extremamente pequenos de  $Mo$ ,  $Eo$  e  $Re$ , enquanto que as partículas elipsoidais são encontradas em números relativamente elevados de Reynolds e moderados de Eötvös. Já a forma cap ocorre apenas em números Eötvös e Reynolds elevados (CHHABRA, 2006).

Um estudo recente de ZIEGENHEIN; LUCAS, (2017) mostrou que a vazão de ar utilizada possui um maior efeito nas pequenas bolhas do que nas maiores. Esses autores também observaram que, para um  $Eo > 8$ , a razão de aspecto não se altera com a vazão de ar.

Um maior número de formas pode ser observado quando a fase continua é um fluido não newtoniano, além das formas descritas para fluidos newtonianos (KEE, DE; CHAN MAN FONG; YAO, 2002). Em baixos valores de Reynolds, as bolhas tendem a manter a forma esférica. Dependendo do volume da bolha e das propriedades físicas do fluido é possível observar a transição da forma esférica para “lágrima alongada” e para esferoide oblato (polos achatados) (CHHABRA, 2006).

Figura 2.4: Gráfico da forma das bolhas em fluidos Newtonianos retirado de CLIFT; GRACE; WEBER, (2005).



Similarmente, outra importante característica distinta das formas de bolha em fluidos não newtonianos é o aparecimento de uma cauda "pontaguda" antes da transição para cap hemisféricas, e bolhas subindo em fluidos inelásticos e viscoelásticos estagnados permanecem esféricas até volumes maiores do que nos meios newtonianos (KEE, DE; CHAN MAN FONG; YAO, 2002).

### 2.5.2. Coeficiente de arraste

O coeficiente de arraste é um número adimensional usado para determinar a resistência de um objeto em um fluido, permitindo quantificar a força de resistência ao fluido por parte de uma dada superfície. Um coeficiente de arraste mais baixo indica que o objeto terá menos arraste hidrodinâmico.

Este coeficiente correlaciona a força de arraste exercida por uma bolha de ar em movimento com sua velocidade terminal e área da superfície projetada. A velocidade terminal é a velocidade obtida em condições de estado estacionário onde todas as forças

aplicadas estão equilibradas. A velocidade de ascensão da bolha e o coeficiente de arraste de uma bolha de ar dependem principalmente das propriedades do líquido e da bolha (HASSAN; KHAN; RASUL, 2007). A determinação do coeficiente de arraste em bolhas é de interesse, uma vez que está associado com o potencial de remoção de incrustações por parte da bolha, e com o tempo de permanência da bolha no sistema (BÖHM *et al.*, 2014).

O coeficiente de arraste de bolhas é um fator constantemente estudado (AMIRNIA *et al.*, 2013; BÖHM *et al.*, 2014; HASSAN; KHAN; RASUL, 2007; K. DEWSBURY, D. KARAMANEV, 1999; KARAMANEV, D.; DEWSBURY; MARGARITIS, A., 2005; KARAMANEV, Dimitar G., 1994; MARGARITIS, Argyrios; BOKKEL, TE; KARAMANEV, Dimitre G., 1999). Quando uma partícula está em movimento em um fluido devido ao efeito combinado da gravidade e do empuxo, o equilíbrio das forças de atrito e motriz (gravidade menos empuxo), o coeficiente é dado pela seguinte equação:

$$C_D S \rho_c \frac{U^2}{2} = |\rho_d - \rho_c| g V \quad (2.9)$$

onde  $C_D$  é o coeficiente de arraste;  $S$  é a área onde a força de atrito é aplicada [ $m^2$ ] e  $V$  é o volume da partícula [ $m^3$ ]. Para o cálculo do volume temos:

$$V = \frac{\pi d_e^3}{6} \quad (2.10)$$

onde  $d_e$  é o diâmetro equivalente [ $m$ ] de uma esfera de mesmo volume. Essa equação pode ser usada tanto para partículas esféricas como para não esféricas.

O cálculo da área projetada difere para partículas esféricas e não esféricas. Observa-se através da Figura 2.5 que o diâmetro da área projetada de uma esfera é o mesmo para o volume, mas quando a bolha é um esferoide é necessário considerar o diâmetro da área projetada. Desse modo, duas formas para o cálculo da área projetada podem ser empregadas. Para partículas esféricas tem-se:

$$S = \frac{\pi}{4} d_e^2 \quad (2.11)$$

Enquanto para partículas não esféricas:

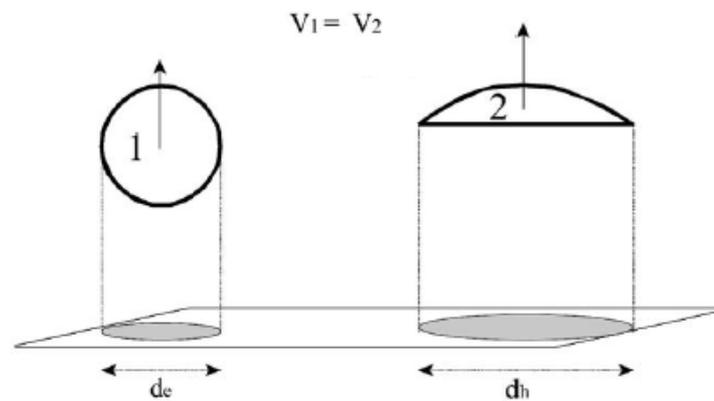
$$S = \frac{\pi}{4} d_h^2 \quad (2.12)$$

onde a  $d_h$  é o diâmetro da projeção horizontal da bolha [m]. Assim, substituindo as Equações (2.11) e (2.12) na Equação (2.9) temos as seguintes formulas para o cálculo do coeficiente de arraste, para bolhas esféricas e não esféricas, respectivamente:

$$C_D = \frac{4gd_e|\rho_d - \rho_c|}{3\rho_c U^2} \quad (2.13)$$

$$C_D = \frac{4gd_e^3|\rho_d - \rho_c|}{3\rho_c U^2 d_h^2} \quad (2.14)$$

Figura 2.5: Vista esquemática de uma bolha não esférica (2) e esfera com volume equivalente (1) e suas projeções em um plano horizontal, adaptado de (KARAMANEV, D.; DEWSBURY; MARGARITIS, A., 2005).



Comumente, em estudos com uma única bolha ascendente, o coeficiente de arraste é apresentado como uma relação do número de Reynolds tanto para fluidos newtonianos (BÖHM *et al.*, 2014; CLIFT; GRACE; WEBER, 2005; DIJKHUIZEN *et al.*, 2010; ISHII; ZUBER, 1979; TOMIYAMA *et al.*, 1998; YAN *et al.*, 2017), quanto para fluidos não newtonianos (BÖHM *et al.*, 2014; CHHABRA, 2006; KARAMANEV, Dimitar G., 1994; MARGARITIS, Argyrios; BOKKEL, TE; KARAMANEV, Dimitre G., 1999). Quando se considera fluidos newtonianos há diferentes correlações que dependem da faixa de Re utilizada. Para bolhas esféricas com Re menores que 1, CLIFT; GRACE; WEBER, (2005) apresentaram o seguinte modelo:

$$C_D = \frac{8}{Re} \left( \frac{2 + 3X}{1 + X} \right) \quad (2.15)$$

Se a viscosidade da fase dispersa for muito menor que a da fase contínua ( $X \rightarrow 0$ ) podemos simplificar a equação (2.15):

$$C_D = \frac{16}{Re} \quad (2.16)$$

Considerando a mesma premissa anterior e para  $Re$  maiores que 2, tem-se:

$$C_D = 14,9Re^{-0,78} \quad (2.17)$$

Para valores de  $Re$  intermediários ( $4 < Re < 100$ ) HAMIELEC; JOHNSON, (1962) propuseram o seguinte modelo:

$$C_D = 3,05 \frac{(783X^2 + 2143X + 1080)}{(60 + 29X)(4 + 3X)} Re^{-0,79} \quad (2.18)$$

No trabalho de TOMIYAMA *et al.*, (1998) foi proposto um modelo mais simples e que abrangeu uma faixa maior de  $Re$ , baseado no modelo de ISHII; ZUBER, (1979), onde  $C_D$  é o menor valor encontrado na seguinte equação:

$$C_D = \min \left[ \frac{24}{Re} (1 + 0,15Re^{0,687}); \frac{72}{Re} \right] \quad (2.19)$$

Os modelos apresentados anteriormente são todos limitados a bolhas esféricas, entretanto, dependendo das características dos fluidos, as bolhas podem assumir formas diferentes. TOMIYAMA *et al.*, (1998) propuseram um modelo baseado no número de  $Eo$ , calculado com o diâmetro da projeção horizontal ( $d_h$ ):

$$C_D = \frac{8}{3} \frac{Eo}{Eo + 4} \quad (2.20)$$

Resumindo, o modelo de Tomiyama poder ser apresentado como o maior valor encontrado na seguinte equação, onde para o cálculo de  $Re$  e  $Eo$  foi utilizado o  $d_h$ :

$$C_D = \max \left\{ \min \left[ \frac{24}{Re} (1 + 0,15Re^{0,687}); \frac{72}{Re} \right]; \frac{8}{3} \frac{Eo}{Eo + 4} \right\} \quad (2.21)$$

Recentemente YAN *et al.*, (2017) sugeriram uma modificação do modelo de Tomiyama para o cálculo do  $C_D$  para bolhas não esféricas. Nesse novo modelo utilizaram, além do número de  $Eo$ , os números de  $Re$  e de  $We$ :

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0,15Re^{0,687}) \frac{Re^{0,55} Eo^{0,95} We^{-1,10}}{12,6} \quad (2.22)$$

Como resultado, o coeficiente de arraste é resumido em uma forma simples:

$$C_D = \max \left\{ \begin{array}{l} \min \left[ \frac{24}{Re} (1 + 0,15Re^{0,687}); \frac{72}{Re} \right]; \\ \frac{24}{Re} (1 + 0,15Re^{0,687}) \frac{Re^{0,55} Eo^{0,95} We^{-1,10}}{12,6} \end{array} \right\} \quad (2.23)$$

Para descrever o comportamento do movimento das bolhas em fluido não newtoniano o modelo descrito por MARGARITIS; TE BOKKEL; KARAMANEV, (1999) representou muito bem esse comportamento em vários fluidos pseudoplásticos. Esse modelo vale para números de Re menores que 60, para valores maiores de Re o  $C_D$  se torna constante (0,95).

$$C_D = \frac{16}{Re} (1 + 0,173Re^{0,657}) + \frac{0,414}{1 + 16300Re^{-1,09}} \quad (2.24)$$

No trabalho de BÖHM *et al.*, (2014), a equação 2.24 foi ajustada através do fator 1,07, o que aperfeiçoou a representação dos resultados experimentais.

## 2.6. Considerações finais

Vários aspectos relacionados às incrustações em BRM foram apresentados de maneira a compreender esse fenômeno. A aeração é a operação mais amplamente estudada a fim de minimizar as incrustações em membranas de biorreatores.

A aeração é utilizada em diversos processos da indústria, proporcionando uma variedade de estudos relacionados aos fenômenos envolvidos nessa operação. Esse fato tem motivado várias pesquisas relacionadas a outros processos, tais como reatores multifásicos, (GUAN; YANG, N., 2017; OJIMA *et al.*, 2014; ZIEGENHEIN; LUCAS, 2017), e estudos específicos aplicados a BRMs, (BÖHM; KRAUME, 2015; JANKHAH; BÉRUBÉ, 2013; LIU, N. *et al.*, 2010; NGUYEN CONG DUC *et al.*, 2008; YAMANOI; KAGEYAMA, 2010).

Dos estudos citados o único que utiliza um fluido diferente da água é o de BÖHM; KRAUME, (2015). Os autores avaliam a tensão de cisalhamento em membrana plana, para isso utilizaram solução de goma xantana e água destilada com alguns sais. Porém a

geometria do reator utilizado é retangular, onde a largura do reator representava a distância livre entre duas membranas planas para o escoamento das bolhas.

Outro ponto a observar é o tipo de aerador, são poucos trabalhos que estudam o diâmetro dos orifícios (ou poros) do aerador, (NGUYEN CONG DUC *et al.*, 2008; YAMANOI; KAGEYAMA, 2010). YAMANOI; KAGEYAMA, (2010) utilizaram placa de vidro (120  $\mu\text{m}$ ) e placa com 4 orifícios de 6 mm de diâmetro, para avaliar a tensão de cisalhamento em membranas planas. Em relação à geometria do aerador não há maiores detalhes, normalmente são placas retangulares ou tubos perfurados.

Com base nesta revisão verifica-se que existe a necessidade de se caracterizar o fluxo de bolhas em BRM mais próximo do real. Para isso o estudo com uma solução que represente de modo mais apropriado as propriedades do lodo, será o principal aspecto estudado nesse trabalho.

### 3. Materiais e Métodos

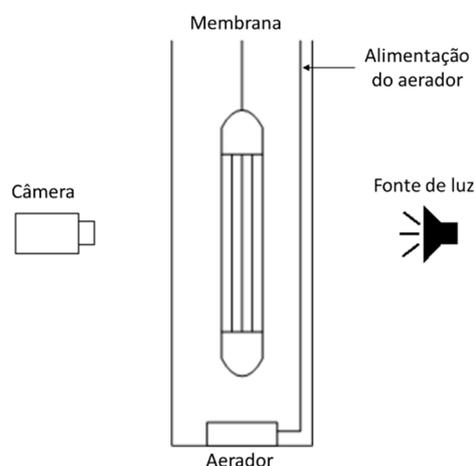
Neste capítulo serão apresentados os materiais e métodos utilizados para o desenvolvimento deste trabalho. Primeiramente, serão apresentados o sistema experimental utilizado e as soluções utilizadas. Na sequência, serão mostrados os procedimentos para obtenção dos valores dos parâmetros analisados. Por fim, os métodos estatísticos e a metodologia experimental.

#### 3.1. Sistema Experimental

O estudo foi realizado utilizando um sistema de BRM desenvolvido por SILVA, (2009), onde se utilizou apenas o tanque principal de acrílico com as seguintes dimensões: altura de 0,6 m e diâmetro de 0,15 m. O módulo de membrana utilizado foi construído de acordo com o trabalho de CADORE, (2015), com as seguintes especificações: comprimento de 0,28 m, diâmetro de 0,0254 m e contendo de 50 a 60 fibras. A região onde as imagens foram feitas inicia a 20 cm da base do reator até 25 cm da base, que abrange a região central do módulo de membrana.

Para a captura das imagens, foi utilizada câmera Nikon D300, com uma resolução de 33 – 41  $\mu\text{m}$  por pixel, e para as filmagens foi empregada uma filmadora da JVC Everio S modelo GZ-MS120, com resolução de 100 – 250  $\mu\text{m}$  por pixel, com a disposição representada na Figura 3.1. Para a captura da imagem das bolhas, foi utilizada uma fonte de luz de 20 Watts localizada atrás do tanque. Como escala foi utilizada uma fita métrica colocada dentro do tanque presa à mangueira, que leva o ar até o aerador, que está situado no fundo do tanque, abaixo do módulo.

Figura 3.1: Disposição dos equipamentos utilizados nos experimentos

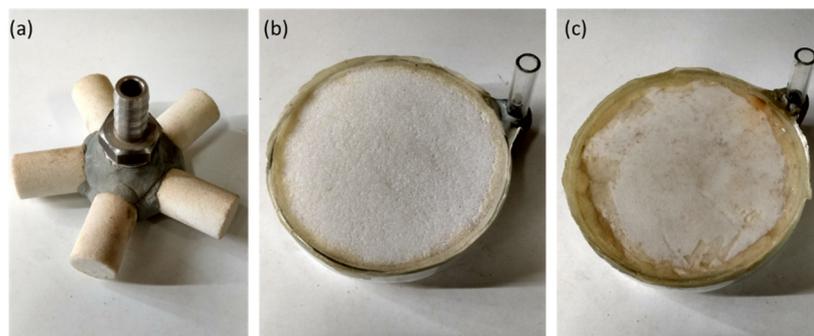


### 3.1.1. Sistema de aeração

O sistema de aeração é composto por três componentes: compressor, rotâmetro e aeradores. O compressor é responsável pelo suprimento de ar ao experimento, cuja vazão foi medida no rotâmetro, que trabalha numa faixa de 0 a 10 Lmin<sup>-1</sup> a uma pressão de 2 bar. A vazão de ar escolhida para esse trabalho foi baseada nos resultados obtidos por CADORE, (2015), que utilizou uma vazão de 5 Lmin<sup>-1</sup>.

Neste trabalho foram usados três tipos de aeradores que estão representados na Figura 3.2. O Aerador 1 é formado por 5 pedras de aquário, comprimento 3 cm e diâmetro 1,8 cm, dispostas em formato de estrela. Os Aeradores 2 e 3 são formados por placas circulares de vidro sinterizado com diâmetro de 10 cm. Estes se diferenciam pela espessura dos poros, o Aerador 2 possui uma faixa de 100 a 160 µm e o Aerador 3 uma faixa de 16 a 40 µm.

Figura 3.2: Aeradores utilizados: a) Aerador 1, b) Aerador 2, c) Aerador 3



### 3.1.2. Fase contínua

Para se analisar o fluxo de bolhas em BRM deve-se substituir o lodo por uma solução na qual a luz possa penetrar no tanque e assim tornar possível a visualização das bolhas. O lodo de BRM é um fluido não newtoniano pseudoplástico, desta forma, as soluções mais utilizadas para esse fim são uma solução de goma xantana ou de carboximetilcelulose (CMC). Essas soluções permitem que a luz passe até uma determinada concentração e são classificadas como fluidos pseudoplásticos.

Para a realização deste trabalho foi utilizada água destilada e uma solução de 1 gL<sup>-1</sup> de goma xantana (Hexus) como fase contínua. Essa concentração foi escolhida de acordo com o trabalho de BUETEHORN *et al.*, (2010), pois simulam uma concentração de sólidos suspensos em BRM de 10 g L<sup>-1</sup>. As propriedades físicas das soluções estão apresentadas na Tabela 3.1, os dados para a goma xantana foram retirados da literatura.

A tensão superficial e a massa específica foram obtidas de AMIRNIA *et al.*, (2013) e os coeficientes do modelo reológico foram retirados de ZHONG *et al.*, (2013).

Tabela 3.1: Propriedades físicas das soluções utilizadas

	Goma xantana	Água destilada	Ar
Concentração	1 gL <sup>-1</sup>	-	-
Tensão superficial ( $\sigma$ )	0,0712 Nm <sup>-1</sup>	0,072 Nm <sup>-1</sup>	-
Massa específica ( $\rho$ )	998,7 kgm <sup>-3</sup>	997,7 kgm <sup>-3</sup>	1,2 kgm <sup>-3</sup>
Índice de consistência (k)	0,316 Pas <sup>n</sup>	-	-
Índice de comportamento do escoamento (n)	0,35	-	-

### 3.2. Metodologia experimental

O presente trabalho foi dividido em três etapas. Primeiramente, foi realizada a determinação da quantidade de fotografias necessárias para caracterizar o sistema. Na segunda etapa caracterizou-se o fluxo de bolhas no sistema, quanto à forma e a velocidade. Por fim, foi calculado o coeficiente de arraste e a propagação do erro nas medidas. No Quadro 3.1 estão apresentados os experimentos realizados neste trabalho, todos os experimentos foram realizados em temperatura ambiente (25°C).

Quadro 3.1: Experimentos realizados onde A - água destilada; GX - solução de 1g/L de goma xantana

Aerador	Solução	Membrana	Código
1	A	Sem	1ASM
		Com	1ACM
	GX	Sem	1GXSM
		Com	1GXCM
2	A	Sem	2ASM
		Com	2ACM
	GX	Sem	2GXSM
		Com	2GXCM
3	A	Sem	3ASM
		Com	3ACM
	GX	Sem	3GXSM
		Com	3GXCM

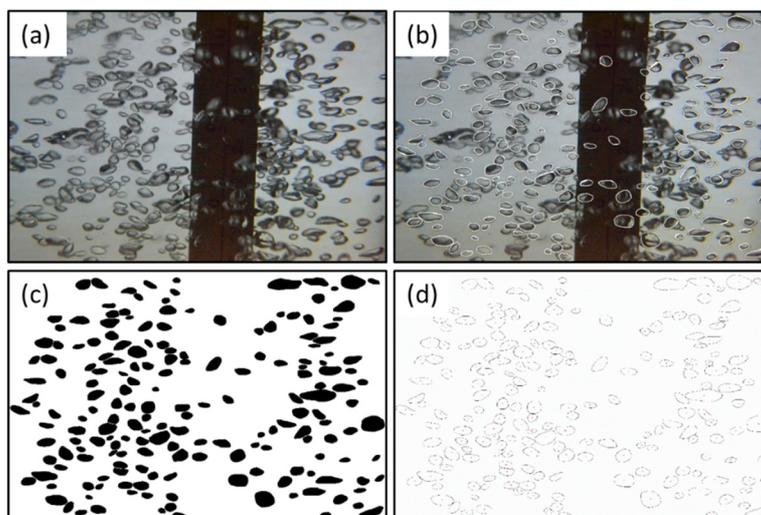
### 3.3. Análise das imagens

Existem diversos softwares de processamento de imagens que realizam análise quantitativa. Entre os mais utilizados está o ImageJ, um software de uso livre em linguagem Java. Este software, possui um recurso de programação através de macros ou programação direta que permite criar algoritmos e tratamento de imagens quando necessário, e ainda, a inserção de *plugins* de novos recursos, possibilitando não só o processamento, como também a análise digital de imagens.

#### 3.3.1. Processamento das imagens

O primeiro passo de processamento das imagens consistiu em transformar a imagem colorida em uma imagem preto e branco. Primeiramente foram localizadas manualmente as bolhas na imagem real com um marcador branco (Figura 3.3b), após a imagem foi processada em uma escala de cinza e transformada em uma imagem preto e branco (Figura 3.3c) com o auxílio da função *threshold*. Por fim, foi dado o comando para que o programa analisasse a imagem final, como resposta se obteve os valores dos parâmetros selecionados e uma imagem com as partículas (bolhas) que foram contabilizadas (Figura 3.3d).

Figura 3.3: Etapas do processamento da imagem; a) foto real; b) foto após a identificação das bolhas; c) imagem pronta para ser analisada; d) imagem da resposta do ImageJ



### 3.3.2. Parâmetros analisados

O ImageJ possui a opção de selecionar vários parâmetros relacionados à partícula analisada. Para caracterizar o escoamento de bolhas em um BRM decidiu-se analisar os seguintes parâmetros: área da bolha projetada, diâmetro de Feret, diâmetro mínimo de Feret, circularidade e a velocidade de subida da bolha.

O diâmetro de Feret é a distância entre duas tangentes opostas da partícula analisada. A circularidade é calculada pela Equação (3.1), se o valor for 1 a partícula analisada é considerada um círculo. Esses valores foram calculados a partir de fotos tiradas do sistema.

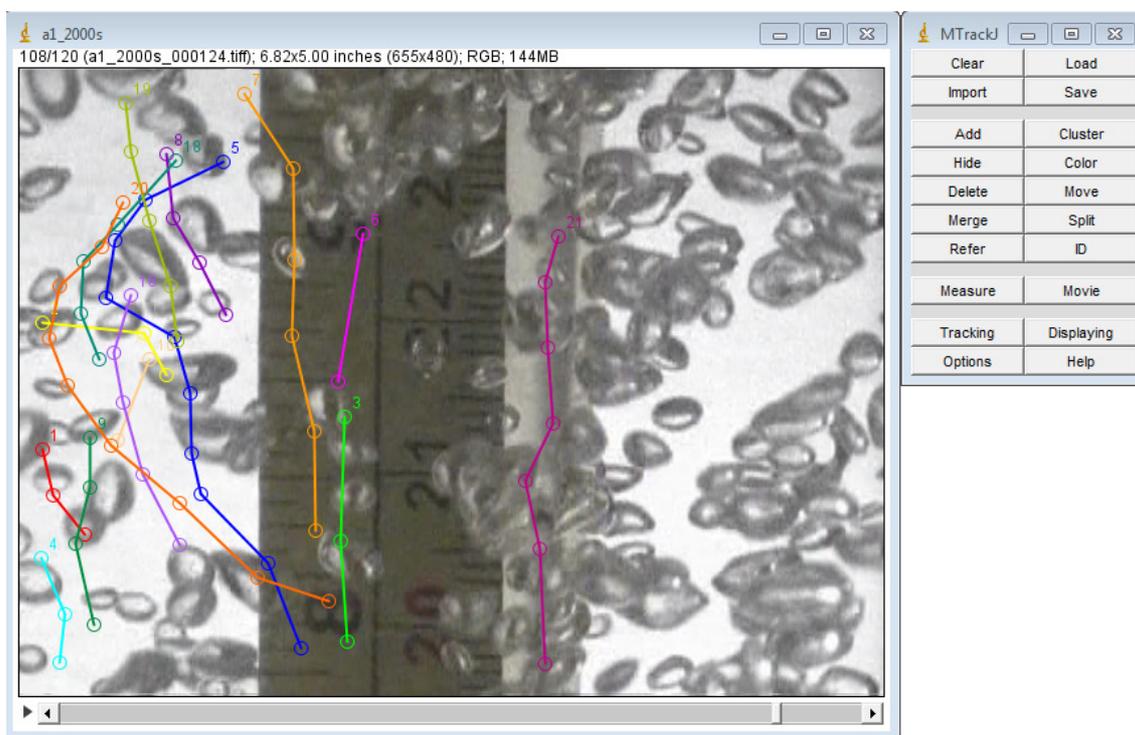
$$Circularidade = 4\pi \frac{Área}{(Perímetro)^2} \quad (3.1)$$

Para se obter o valor da velocidade, o sistema foi filmado a fim de capturar o movimento das bolhas. Esse vídeo produzido foi processado em um editor, Sony Vegas, onde a velocidade de gravação foi reduzida, para melhor visualização do movimento. O resultado foi um vídeo de 30 frames por segundo, salvo em uma sequência de imagens, onde cada frame se tornou uma imagem individual.

Com o auxílio do *plugin* MTrackJ, criado por MEIJERING; DZYUBACHYK; SMAL, (2012), foi possível analisar essas sequências de imagens no ImageJ e determinar a velocidade das bolhas. Para isso foram utilizados os dados da imagem como quantidade de frame, intervalo de tempo entre cada um e a escala utilizada. A partir desse macro foi

possível rastrear o movimento que as bolhas fazem nesse intervalo de imagens (Figura 3.4).

Figura 3.4: Plugin MTrackJ utilizado na determinação da velocidade das bolhas



### 3.3.3. Cálculo do coeficiente de arraste

Para o cálculo do coeficiente considerou-se a forma da bolha, para esféricas foi usada a equação 2.13, enquanto que para partículas não esféricas foi utilizada a Equação 2.14.

A Equação 2.14 necessita do diâmetro equivalente de uma esfera de mesmo volume ( $d_e$ ). Para isso, as partículas não esféricas foram consideradas como uma elipse simétrica em um dos eixos. Os tamanhos dos eixos foram estipulados como o maior diâmetro de Feret ( $dF$ ) e o mínimo diâmetro de Feret ( $dmF$ ) e o volume ( $V_e$ ) será de uma elipse rotacionada no seu eixo maior. Assim utilizando a Equação 2.10 foi determinado o diâmetro equivalente.

$$V_e = \frac{4\pi}{3} dF(dmF)^2 \quad (3.2)$$

Essa metodologia também foi utilizada para a solução de goma xantana. As equações que utilizam a viscosidade foram modificadas para serem válidas com fluido não newtoniano, com característica de pseudoplástico. Dois números adimensionais tiveram que ser modificados, Reynolds e Morton (BÖHM *et al.*, 2014; CHHABRA, 2006;

MARGARITIS; BOKKEL, TE; KARAMANEV, Dimitre G., 1999), conforme as equações apresentadas a seguir.

$$Re = \frac{U^{2-n} d^n \rho_c}{k} \quad (3.3)$$

$$Mo = \frac{g^{3n-2} k^4}{\rho_c^{2-n} \sigma^{2+n}} \quad (3.4)$$

### 3.4. Avaliação e comparação de médias

Para comparar os dados de cada experimento foi calculada a média acumulada a partir de um número mínimo de imagens, variando entre 10 e 15 imagens. Para cada imagem foi calculada a média aritmética dos parâmetros estudados. O cálculo da média acumulada foi realizado utilizando o teste estatístico entre a média de um grupo (Grupo 1 contém uma imagem; Grupo 2 contém o Grupo 1 e mais uma imagem; Grupo 3 contém o Grupo 2 e mais uma imagem, e assim por diante), variando entre 1 até 15 imagens, com a média do grupo anterior. Se o teste estatístico apresentasse diferença era adicionada outra imagem ao cálculo da média, até que não houvesse variação significativa no valor médio.

As análises estatísticas de variância (ANOVA) foram realizadas utilizando-se o software Statistica v13. As diferenças significativas entre as variâncias foram identificadas pelo teste de Tukey, usando um grau de confiança de 95 % ( $p < 0,05$ ).

Para complementar a análise estatística foi calculado a propagação do erro nas medições, Equação (3.5), onde se utilizou a variância da média amostral. Com esse cálculo pode-se observar qual das variáveis possui maior influência no valor do coeficiente de atrito.

$$\left(\frac{\partial C_d}{\partial d_s}\right)^2 \cdot \sigma^2 + \left(\frac{\partial C_d}{\partial U}\right)^2 \cdot \sigma^2 + \left(\frac{\partial C_d}{\partial d_h}\right)^2 \cdot \sigma^2 \quad (3.5)$$

## 4. Resultados e discussão

Neste capítulo serão apresentados os resultados obtidos com o estudo relacionado com a aeração em BRM. Primeiramente, apresentam-se os resultados referentes a determinação da quantidade de fotografias necessária para caracterizar o sistema. Na sequência, apresentam-se os resultados obtidos pela influência dos parâmetros estudados, aerador, solução e módulo de membrana. Por fim são apresentados os resultados da propagação do erro na determinação do coeficiente de atrito.

### 4.1. Determinação da quantidade de imagens

A fim de avaliar as diferentes condições de operação foi determinado o número mínimo de imagens necessárias para quantificar os valores dos parâmetros estudados. Para cada experimento apresentado no Quadro 3.1 foi determinado o número mínimo de imagens. A quantidade de imagens necessárias ficou entre 10 e 15 fotografias, de acordo com os dados apresentados na Tabela 4.1.

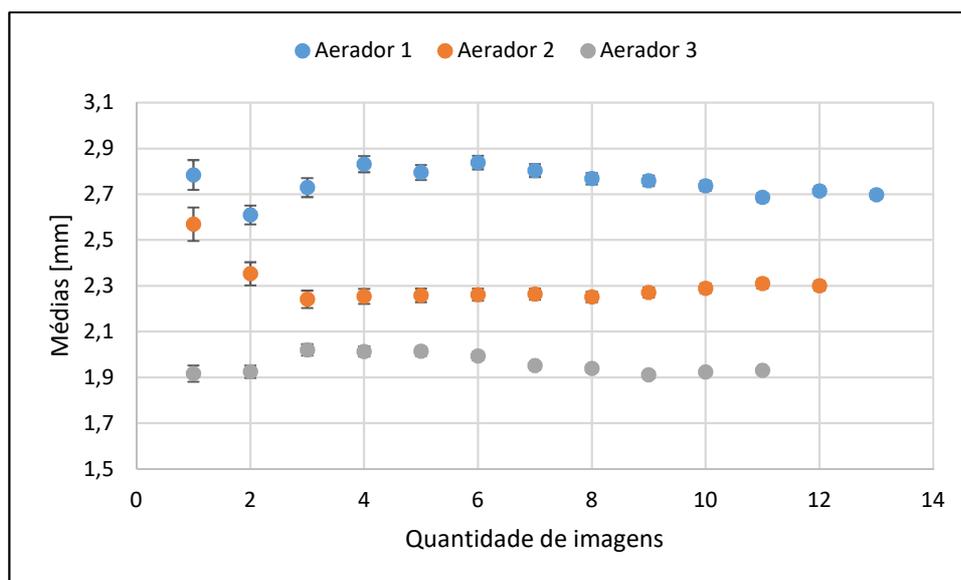
Tabela 4.1: Número mínimo de imagens para cada experimento

Experimento	Número de imagens
1ASM	13
1ACM	13
1GXSM	15
1GXCM	11
2ASM	12
2ACM	10
2GXSM	15
2GXCM	12
3ASM	11
3ACM	10
3GXSM	11
3GXCM	13

Esses valores foram obtidos de acordo com a metodologia apresentada na Seção 3.3. Na Figura 4.1 está exemplificada a variação da média ao se adicionar novas imagens na

análise estatística. Observa-se que o comportamento da média difere entre cada aerador, onde o Aerador 2 apresentou a maior variação inicial da média. E o Aerador 1 possui uma maior oscilação da média, isso para o experimento da Figura 4.1. Esse efeito pode estar relacionado com a distribuição do tamanho dos poros de cada aerador, o Aerador 3 tem uma distribuição mais estreita enquanto o Aerador 1 não possui uma distribuição especificada.

Figura 4.1: Variação da média do diâmetro mínimo de Feret para o experimento com água destilada sem o módulo de membrana (ASM) para os 3 aeradores.



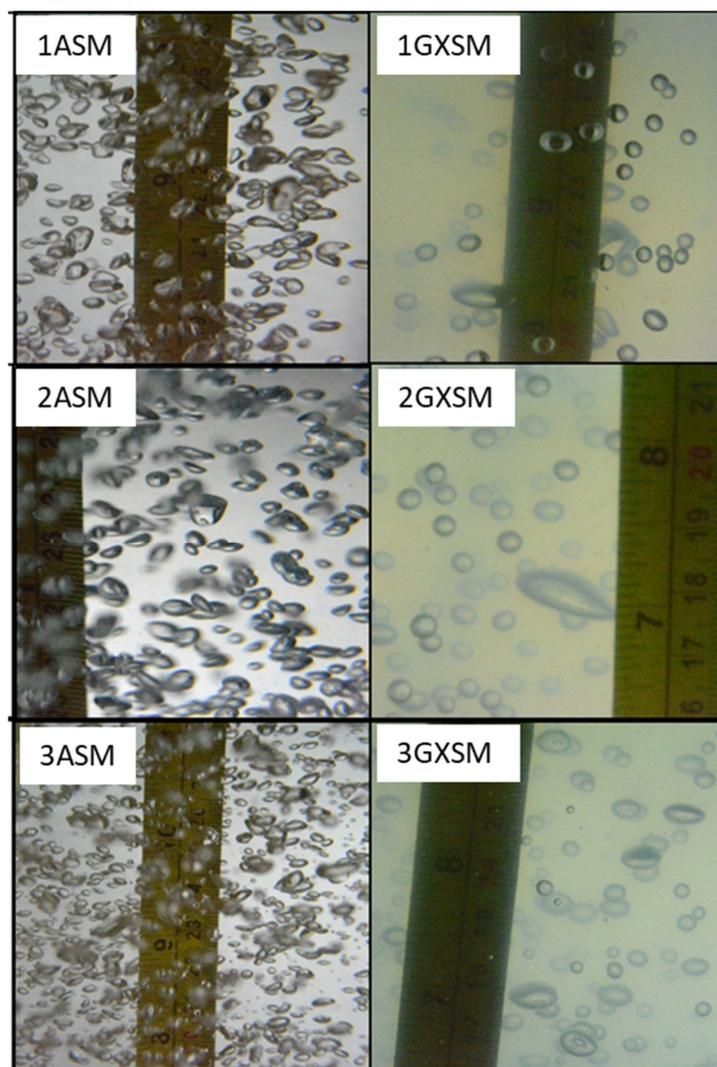
## 4.2. Caracterização do escoamento de bolhas

Nesta seção serão apresentados os resultados da influência dos parâmetros no escoamento de bolhas. Primeiro será discutida a influência da solução substituta do lodo, a goma xantana, e comparada com água, após a influência dos aeradores e pôr fim a presença do módulo de membrana.

### 4.2.1. Influência da solução no escoamento das bolhas

Na Figura 4.2 estão apresentadas as imagens do escoamento de bolhas para os 3 aeradores nas duas fases líquidas avaliadas, água destilada e solução de goma xantana.

Figura 4.2: Imagens do fluxo de bolhas para os três aeradores em água destilada e goma xantana sem a presença do módulo da membrana. Vazão de ar 5 Lmin<sup>-1</sup>e temperatura ambiente (25°C).



Observa-se pelas imagens da Figura 4.2 que a quantidade de bolhas formadas em água é maior que em goma xantana. Isso é devido a maior viscosidade da goma xantana, que aumenta a força viscosa da solução, dificultando a formação das bolhas. Outro efeito do aumento da viscosidade é o aparente aumento da esfericidade das bolhas, determinado pela maior circularidade das bolhas em goma xantana, conforme dados mostrados na Tabela 4.2. Também pode-se observar na Figura 4.2 que existe a formação de macro bolhas na solução de goma xantana, o que não é observado quando é utilizado água destilada. BÖHM; KRAUME, (2015) também observaram um aumento do tamanho das bolhas, quando utilizado goma xantana, e uma menor quantidade de bolhas formadas.

Tabela 4.2: Valores médios dos parâmetros analisados para os experimentos realizados sem o módulo de membrana

Experimento	1ASM	1GXSM	2ASM	2GXSM	3ASM	3GXSM
Área [mm <sup>2</sup> ]	10,83 ± 0,14 <sup>c</sup>	14,22 ± 0,24 <sup>b</sup>	7,68 ± 0,13 <sup>d</sup>	16,05 ± 0,32 <sup>a</sup>	5,60 ± 0,08 <sup>e</sup>	10,08 ± 0,31 <sup>c</sup>
Circularidade	0,770 ± 0,002 <sup>d</sup>	0,867 ± 0,002 <sup>b</sup>	0,777 ± 0,002 <sup>d</sup>	0,874 ± 0,001 <sup>b</sup>	0,798 ± 0,002 <sup>c</sup>	0,890 ± 0,001 <sup>a</sup>
Feret [mm]	4,96 ± 0,03 <sup>a</sup>	4,90 ± 0,05 <sup>a</sup>	4,13 ± 0,04 <sup>b</sup>	5,09 ± 0,05 <sup>a</sup>	3,45 ± 0,03 <sup>d</sup>	3,82 ± 0,06 <sup>c</sup>
MinFeret [mm]	2,70 ± 0,02 <sup>d</sup>	3,60 ± 0,02 <sup>b</sup>	2,30 ± 0,02 <sup>e</sup>	3,89 ± 0,03 <sup>a</sup>	1,93 ± 0,01 <sup>f</sup>	3,02 ± 0,04 <sup>c</sup>
Nº bolhas/ fotografia	158	49	86	40	205	61

\*Na mesma linha, médias seguidas por letras distintas apresentaram diferenças significativas, pelo teste de Tukey, ao nível de 5 % de probabilidade ( $p < 0,05$ ).

Os dados apresentados na Tabela 4.2 confirmam que as bolhas formadas em goma xantana são maiores que as formadas em água para os Aeradores 2 e 3. Para o Aerador 1 as bolhas formadas são mais alongadas, a diferença entre o diâmetro de Feret e o mínimo Feret é maior para esse aerador. Por isso possuem uma área menor em água que em goma xantana que possuem uma forma mais esférica.

Considerando o gráfico da Figura 2.4 onde o valor do logaritmo do número de Morton é -10 e o número de Eotvos entre 1 e 3, para os 3 aeradores, as bolhas formadas em água ficariam na região denominada “*wobbling*”, que seria a forma de uma elipse com ondulações, que pode ser visto na Figura 4.2.

#### 4.2.2. *Influência do aerador no escoamento de bolhas*

Em BRM a homogeneidade da aeração é um fator importante para a eficiência do tratamento. Nesse trabalho foram avaliadas duas geometrias diferentes (Aerador 1 e Aerador 2) e aeradores com a mesma geometria e tamanho de poros diferentes (Aerador 2 e Aerador 3).

Analisando as quatro primeiras colunas da Tabela 4.2 nota-se que quando utilizado em água o Aerador 1 produz bolhas maiores que o Aerador 2, com a mesma circularidade. Mas quando é utilizado em solução de goma xantana os valores são diferentes, o Aerador 2 fornece bolhas maiores, mas os parâmetros que apresentaram diferença significativa foram a área e o mínimo diâmetro de Feret. Os outros parâmetros apresentaram um valor maior mas não estatisticamente significativo. Esse fato pode ser relacionado à formação de uma maior quantidade de macro bolhas pelo Aerador 2.

Pelos valores apresentados na Tabela 4.2 observa-se que o Aerador 2 forma bolhas maiores que o Aerador 3, de 20 a 30 % maiores. Em comparação, o diâmetro dos poros do Aerador 2 é em média 4 vezes maior que o diâmetro dos poros do Aerador 3. Outra diferença observada é que o Aerador 3 forma bolhas com uma maior circularidade, ou seja, bolhas formadas são mais próximas a uma esfera quando comparadas às bolhas formadas no Aerador 2.

#### 4.2.3. *Influência da presença do módulo de membrana*

Com a intenção de simular a condição de operação de um BRM, foi avaliado se a presença do módulo de membrana durante o experimento altera o tamanho e forma das bolhas. Analisando os dados apresentados na Tabela 4.3 observa-se que os valores médios dos parâmetros relacionados com o tamanho diminuíram, isso quando o módulo de membrana estava presente no sistema, para experimentos com água. Para o parâmetro relacionado à forma da bolha, circularidade, observou-se um aumento. Essa diminuição do tamanho está relacionada com a ruptura das bolhas ao colidirem com as fibras de membrana presente no módulo, fenômeno importante para o controle do *fouling*.

O Aerador 3 foi o que apresentou, para todos os parâmetros, diferença significativa no teste de Tukey. Para os Aeradores 1 e 2 somente dois parâmetros não apresentaram diferenças no teste, no Aerador 1 foram a circularidade e o diâmetro mínimo de Feret, que também não apresentaram diferença para o Aerador 2 juntamente com a área da bolha. Pode-se atribuir a uma melhor distribuição das bolhas dentro do reator, no caso do Aerador 3, uma maior quantidade de bolhas deve ter se chocado com a membrana ocasionando a ruptura das bolhas.

Tabela 4.3: Valores médios para os parâmetros analisados para todos os experimentos realizados em água destilada com e sem a presença do módulo de membrana

Experimento	1ASM	1ACM	2ASM	2ACM	3ASM	3ACM
Área [mm <sup>2</sup> ]	10,83 ± 0,14 <sup>a</sup>	9,97 ± 0,15 <sup>b</sup>	7,68 ± 0,13 <sup>c</sup>	7,11 ± 0,13 <sup>c</sup>	5,60 ± 0,08 <sup>d</sup>	3,85 ± 0,08 <sup>e</sup>
Circularidade	0,770 ± 0,002 <sup>c</sup>	0,777 ± 0,003 <sup>c</sup>	0,777 ± 0,002 <sup>c</sup>	0,805 ± 0,002 <sup>b</sup>	0,798 ± 0,002 <sup>b</sup>	0,827 ± 0,002 <sup>a</sup>
Feret [mm]	4,96 ± 0,03 <sup>a</sup>	4,73 ± 0,04 <sup>b</sup>	4,13 ± 0,04 <sup>c</sup>	3,83 ± 0,04 <sup>d</sup>	3,45 ± 0,03 <sup>e</sup>	2,74 ± 0,03 <sup>f</sup>
MinFeret [mm]	2,70 ± 0,02 <sup>a</sup>	2,63 ± 0,02 <sup>a</sup>	2,30 ± 0,02 <sup>b</sup>	2,24 ± 0,02 <sup>b</sup>	1,93 ± 0,01 <sup>c</sup>	1,63 ± 0,02 <sup>d</sup>
Nº bolhas / fotografia	158	86	86	105	205	120

\*Na mesma linha, médias seguidas por letras distintas apresentaram diferenças significativas, pelo teste de Tukey, ao nível de 5 % de probabilidade ( $p < 0,05$ ).

Na Tabela 4.4 estão apresentados os resultados obtidos para experimentos com a solução de goma xantana. Observa-se o mesmo comportamento que ocorreu nos experimentos com água, mas para o teste de Tukey não houve diferença significativa entre os experimentos realizados utilizando os Aeradores 1 e 2. Para o Aerador 3 observa-se o mesmo efeito ocorrido utilizando água destilada, uma diminuição do tamanho médio das bolhas ao adicionar-se o módulo de membrana no sistema, mas não houve mudança na forma das bolhas, a circularidade não se alterou significativamente.

Tabela 4.4: Valores médios para os parâmetros analisados para todos os experimentos realizados em solução de goma xantana com e sem a presença do módulo de membrana

Experimento	1GXSM	1GXCM	2GXSM	2GXCM	3GXSM	3GXCM
Área [mm <sup>2</sup> ]	14,23 ± 0,24 <sup>b</sup>	14,97 ± 0,32 <sup>ab</sup>	16,05 ± 0,32 <sup>a</sup>	15,23 ± 0,37 <sup>ab</sup>	10,08 ± 0,31 <sup>c</sup>	8,77 ± 0,36 <sup>d</sup>
Circularidade	0,867 ± 0,002 <sup>c</sup>	0,860 ± 0,003 <sup>c</sup>	0,874 ± 0,001 <sup>bc</sup>	0,864 ± 0,002 <sup>c</sup>	0,890 ± 0,001 <sup>a</sup>	0,887 ± 0,001 <sup>ab</sup>
Feret [mm]	4,90 ± 0,05 <sup>a</sup>	5,11 ± 0,07 <sup>a</sup>	5,09 ± 0,05 <sup>a</sup>	5,08 ± 0,07 <sup>a</sup>	3,82 ± 0,06 <sup>b</sup>	3,56 ± 0,07 <sup>c</sup>
MinFerret [mm]	3,61 ± 0,02 <sup>b</sup>	3,67 ± 0,03 <sup>b</sup>	3,89 ± 0,03 <sup>a</sup>	3,72 ± 0,03 <sup>b</sup>	3,02 ± 0,03 <sup>c</sup>	2,75 ± 0,04 <sup>d</sup>
Nº bolhas p/ fotografia	49	33	40	30	61	49

\*Na mesma linha, médias seguidas por letras distintas apresentaram diferenças significativas, pelo teste de Tukey, ao nível de 5% de probabilidade ( $p < 0,05$ ).

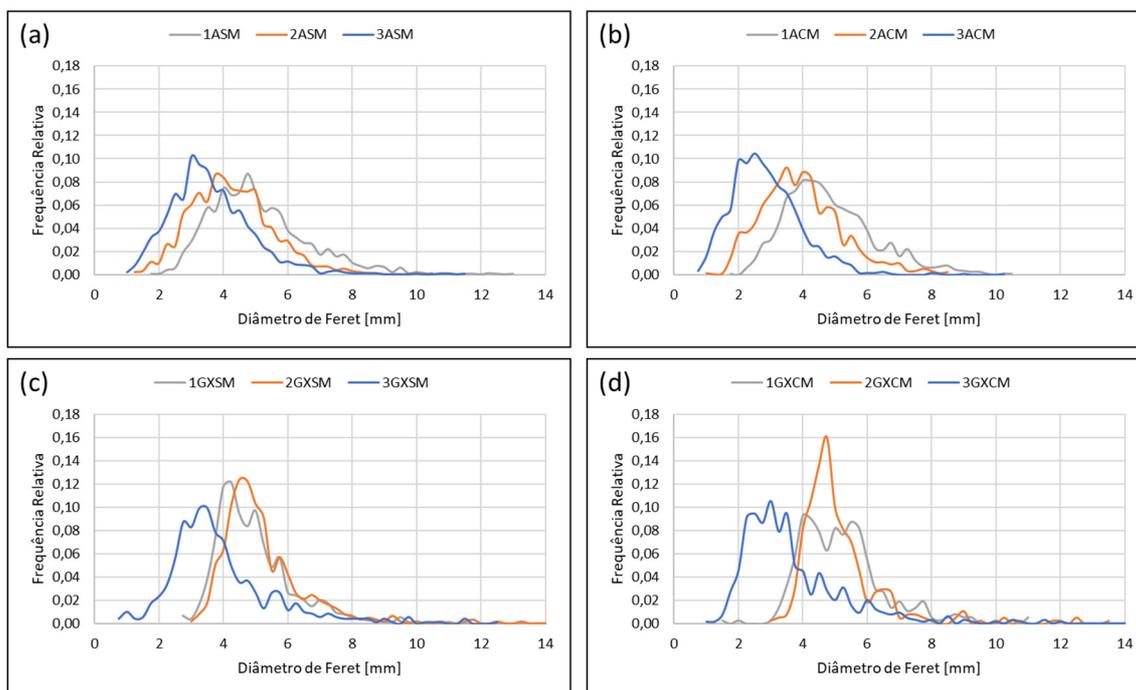
#### 4.2.4. Distribuição de tamanho de bolhas

Para relacionar a distribuição de tamanho das bolhas entre os experimentos foi calculada a frequência relativa para o diâmetro horizontal, diâmetro de Feret. Esse diâmetro consiste na razão entre a quantidade de bolhas de um certo tamanho e a quantidade total de bolhas do experimento.

Analisando os gráficos apresentados na Figura 4.3 pode-se observar que a distribuição para o Aerador 3 está deslocada para a esquerda, valores menores de diâmetros, o que comprova a formação de bolhas menores.

Observando a Figura 4.3(a) e (b), embora a média do diâmetro apresente uma diferença significativa, a distribuição para os Aeradores 1 e 2 mostrou pouca diferença entre as duas curvas. Esse resultado indica que os aeradores 1 e 2 proporcionam um escoamento de bolhas com uma distribuição de tamanho semelhantes.

Figura 4.3: Distribuição de tamanho para os experimentos com água destilada sem membrana (a); água destilada com membrana (b); goma xantana sem membrana (c); goma xantana com membrana (d).



### 4.3. Determinação do coeficiente de arraste

O coeficiente de arraste ( $C_d$ ) é obtido pela Equação (2.14) para bolhas não esféricas, necessitando-se da velocidade de ascensão das bolhas no sistema. A velocidade foi determinada de acordo com a metodologia descrita na Seção 3.3.2 e os valores médios e o erro padrão estão apresentados na Tabela 4.5.

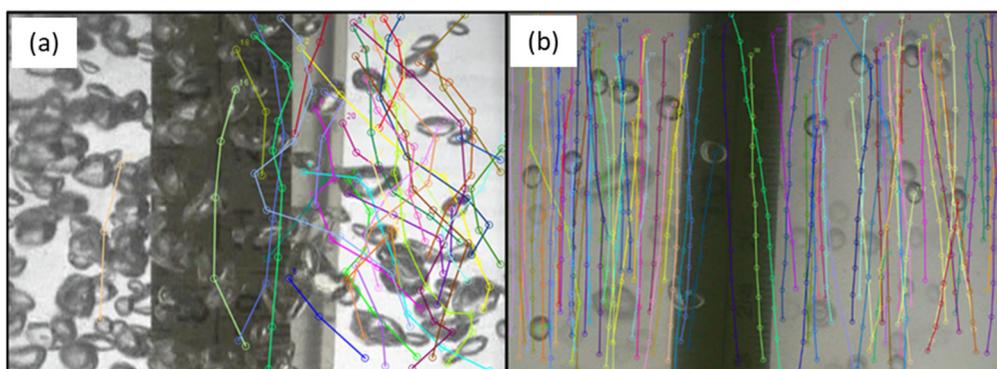
Analisando os dados da velocidade para os experimentos com a goma xantana (Tabela 4.5) nota-se que não existe diferença significativa entre os valores apresentados para o mesmo aerador para a condição com e sem membrana. Também se observa que não há diferença na velocidade entre os Aeradores 2 e 3, assim como entre os Aeradores 1 e 3. Pode-se dizer que não há influência da presença do módulo de membrana na determinação da velocidade das bolhas em solução de goma xantana. Os valores encontrados estão próximos dos reportados em outros trabalhos (GUAN; YANG, N., 2017; HASSAN; KHAN; RASUL, 2007). OJIMA et al., (2014) encontraram valores superiores para vazões de ar semelhantes, 0,6 m.s-1 a 0,7 m.s-1.

Tabela 4.5: Valores médios e erro padrão para a velocidade de ascensão das bolhas para todos os experimentos.

Experimento	Velocidade [m/s]
1ASM	$0,20 \pm 0,01^{hi}$
1ACM	$0,31 \pm 0,01^{fg}$
1GXSM	$0,39 \pm 0,01^{bcd}$
1GXCM	$0,37 \pm 0,01^{cde}$
2ASM	$0,33 \pm 0,02^{ef}$
2ACM	$0,25 \pm 0,02^{gh}$
2GXSM	$0,43 \pm 0,01^a$
2GXCM	$0,42 \pm 0,01^{ab}$
3ASM	$0,33 \pm 0,02^{def}$
3ACM	$0,18 \pm 0,01^i$
3GXSM	$0,41 \pm 0,02^{abc}$
3GXCM	$0,40 \pm 0,01^{abc}$

No entanto, para os experimentos realizados com água destilada observou-se uma diferença entre os valores de velocidade para o mesmo aerador. Esse resultado pode ser explicado pelo fato de que, em água, as bolhas sofrem uma maior influência durante o percurso devido à turbulência gerada ser maior do que quando é utilizado goma xantana. Isto dificulta a utilização do programa para a determinação da velocidade. A trajetória das bolhas pode ser observada na Figura 4.4.

Figura 4.4: Trajetória das bolhas para a determinação da velocidade, a) Aerador 1 em água destilada, b) Aerador 1 com goma xantana.



Considerando as imagens apresentadas na Figura 4.4 nota-se que o percurso das bolhas em solução de goma xantana (Figura 4.4b) constitui numa linha reta ascendente, diferentemente do observado em água destilada. Essa característica é reflexo do efeito da

viscosidade no entorno da bolha, que aumenta a resistência ao movimento em sistemas com viscosidades maiores (BÖHM; KRAUME, 2015).

Com os valores médios das velocidades e dos diâmetros foi calculado o coeficiente de atrito, utilizando a Equação 2.14. Os valores estão apresentados nas Tabela 4.6, para experimentos com água destilada, e na Tabela 4.7, para experimentos com goma xantana.

Tabela 4.6: Coeficiente de atrito calculado com valores médios para os experimentos com água destilada e a propagação do erro no valor.

Experimento	Coeficiente de atrito ( $C_d$ )	Propagação do erro (%)
1ASM	0,475	8,5
1ACM	0,192	6,4
2ASM	0,147	10,2
2ACM	0,276	11,8
3ASM	0,125	12,6
3ACM	0,394	7,5

Tabela 4.7: Coeficiente de atrito calculado com valores médios para os experimentos com goma xantana e a propagação do erro no valor.

Experimento	Coeficiente de atrito ( $C_d$ )	Propagação do erro (%)
1GXSM	0,222	5,6
1GXCM	0,245	5,3
2GXSM	0,213	4,1
2GXCM	0,196	5,6
3GXSM	0,187	9,4
3GXCM	0,168	8,5

O efeito observado no  $C_d$  para o Aerador 1 é contrário ao observado nos Aeradores 2 e 3. Enquanto o valor de  $C_d$  é reduzido no Aerador 1, o valor é aumentado nos aeradores 2 e 3, isso quando comparado os valores obtidos em água destilada sem e com membrana, Tabela 4.6. Em solução de goma xantana ocorre o contrário, enquanto para o Aerador 1 o  $C_d$  aumenta, para os Aeradores 2 e 3 diminui.

A propagação do erro na medida do  $C_d$  permaneceu entre 5 e 10 %. Onde os maiores valores foram encontrados nos experimentos realizados com água destilada e os menores

nos experimentos com goma xantana. A principal fonte de erro pode ser considerada a velocidade, que apresenta uma maior variância da média amostral, conforme dados de variância apresentados na Tabela 4.8.

Tabela 4.8: Valores da variância da média amostral para as variáveis da equação do  $C_d$ .

Experimento	Variância $d_h$ (m)	Variância $d_e$ (m)	Variância U (m.s <sup>-1</sup> )
1ASM	$1,1 \times 10^{-9}$	$4,1 \times 10^{-10}$	$6,6 \times 10^{-5}$
1ACM	$1,8 \times 10^{-9}$	$5,3 \times 10^{-10}$	$7,9 \times 10^{-5}$
2ASM	$1,6 \times 10^{-9}$	$5,2 \times 10^{-10}$	$2,6 \times 10^{-4}$
2ACM	$1,4 \times 10^{-9}$	$5,3 \times 10^{-10}$	$1,9 \times 10^{-4}$
3ASM	$6,8 \times 10^{-10}$	$2,4 \times 10^{-10}$	$4,1 \times 10^{-4}$
3ACM	$9,9 \times 10^{-10}$	$3,7 \times 10^{-10}$	$3,3 \times 10^{-5}$
1GXSM	$2,9 \times 10^{-9}$	$7,3 \times 10^{-10}$	$8,5 \times 10^{-5}$
1GXCM	$5 \times 10^{-9}$	$1,4 \times 10^{-9}$	$4,2 \times 10^{-5}$
2GXSM	$3,1 \times 10^{-9}$	$1,1 \times 10^{-9}$	$2,8 \times 10^{-5}$
2GXCM	$5,3 \times 10^{-9}$	$1,4 \times 10^{-9}$	$6,8 \times 10^{-5}$
3GXSM	$4,2 \times 10^{-9}$	$1,9 \times 10^{-9}$	$2,5 \times 10^{-4}$
3GXCM	$4,8 \times 10^{-9}$	$1,9 \times 10^{-9}$	$1,5 \times 10^{-4}$

## 5. Conclusão

A metodologia proposta para a caracterização do fluxo de bolhas em BRM se mostrou viável para o sistema estudado. O número de imagens necessárias para a obtenção de valores estatisticamente iguais depende de cada sistema estudado. Por exemplo, para o experimento 1ACM foram necessárias 13 imagens, alterando somente o aerador foram necessárias 10 imagens para o experimento 2ACM.

O fluxo de bolhas formado em um fluido não newtoniano é diferente do formado em água destilada. Para o fluido não newtoniano observou-se bolhas maiores em tamanho e mais esféricas, mas em menor quantidade.

Pelos resultados pode-se concluir que a circularidade está relacionada com o tipo de aerador, precisamente com o tamanho dos poros. A circularidade não se alterou com a presença da membrana, em água e nem em goma xantana. Porém a presença do módulo de membrana fez com que o tamanho médio das bolhas diminuísse.

Em relação a determinação do coeficiente de atrito, foi possível obtê-lo pelo método proposto. Porém para diminuir a propagação do erro é necessário melhorar a determinação da velocidade das bolhas, que acreditasse ser a maior fonte de erro.

De modo geral podemos concluir que os escoamentos de bolhas gerados pelos 3 aeradores estudados apresentam alguma diferença, porém os aeradores 1 e 2 apresentam semelhanças nas características do fluxo, diferente do aerador 3 que não apresentou semelhanças com os outros aeradores.

Ainda com os resultados obtidos pode-se sugerir aplicações para os aeradores. Os Aeradores 1 e 2, que possuem maiores bolhas, podem ser usados em estações de tratamento onde o lodo biológico tenha baixa tendência a incrustações, devido ao menor contato com a superfície da membrana. Já o Aerador 3 pode ser usado em lodos com elevada tendência a incrustação devido a maior quantidade de bolhas formadas e de menor tamanho, aumentando a área de contato com superfície da membrana.

Com base nos resultados encontrados os seguintes pontos são sugeridos para estudos futuros.

- Realizar estudo com o BRM em funcionamento com o lodo real.

- Avaliar se os resultados encontrados se mantêm com outros fluidos não newtonianos e em concentrações diferentes.
- Utilizar os resultados em simulação para determinar outros parâmetros do fluxo de bolhas, como a tensão de cisalhamento.

## 6. Referências bibliográficas

AMIRNIA, S. *et al.* Continuous rise velocity of air bubbles in non-Newtonian biopolymer solutions. **Chemical Engineering Science**, 2013. v. 94, p. 60–68.

AZAMI, H.; SARRAFZADEH, M. H.; MEHRNIA, M. R. Influence of sludge rheological properties on the membrane fouling in submerged membrane bioreactor. **Desalination and Water treatment**, 2011. v. 34, n. 1–2, p. 117–122.

BACCHIN, P.; AIMAR, P.; FIELD, R. W. Critical and sustainable fluxes: Theory, experiments and applications. **Journal of Membrane Science**, 2006. v. 281, n. 1, p. 42–69.

BEMBERIS, I., HUBBARD, P. J., LEONARD, F. B. Membrane sewage treatment systems potential for complete wastewater treatment. In: **American Society for Agricultural Engineering Winter Meeting**, 71-878 (pp. 1 – 28), 1971. Apud: JUDD, S. *The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment*. Elsevier, Second Edition, 2011.

BÖHM, L. *et al.* Rising behaviour of single bubbles in narrow rectangular channels in Newtonian and non-Newtonian liquids. **International Journal of Multiphase Flow**, 2014. v. 65, p. 11–23.

BÖHM, L.; KRAUME, M. Fluid dynamics of bubble swarms rising in Newtonian and non-Newtonian liquids in flat sheet membrane systems. **Journal of Membrane Science**, 2015. v. 475, p. 533–544.

BUETEHORN, S. *et al.* Permeate flux decline in cross-flow microfiltration at constant pressure. **Desalination**, 2010. v. 250, n. 3, p. 985–990.

BURA, R. *et al.* Composition of extracellular polymeric substances in the activated sludge floc matrix. **Water Science and Technology**, 1998. v. 37, n. 4–5, p. 325–333.

CADORE, Í. R. Efeito das condições hidrodinâmicas no desempenho de um Biorreator com Membranas Submersas em pressão constante. 2015.

CAPODICI, M. *et al.* Pilot scale experiment with MBR operated in intermittent aeration condition: Analysis of biological performance. **Bioresource Technology**, 2015. v. 177, p. 398–405.

CHHABRA, R. P. **Bubbles, Drops, and Particles in Non-Newtonian Fluids**. Second ed. [S.l.]: Taylor & Francins Group, 2006.

CHO, J.; SONG, K.-G.; AHN, K.-H. The activated sludge and microbial substances influences on membrane fouling in submerged membrane bioreactor: unstirred batch cell test. **Desalination**, nov. 2005. v. 183, n. 1–3, p. 425–429.

CHRISTENSEN, M. L. *et al.* Effects of relaxation time on fouling propensity in membrane bioreactors. **Journal of Membrane Science**, 2016. v. 504, p. 176–184.

CHUA, H. C.; ARNOT, T. C.; HOWELL, J. A. Controlling fouling in membrane bioreactors operated with a variable throughput. **Desalination**, 2002. v. 149, n. 1–3, p. 225–229.

CLIFT, R.; GRACE, J.; WEBER, M. R. **Bubbles, Drops and Particles**. Segund ed. Mineola, NY: Dover Publications, INC, 2005.

COLLIVIGNARELLI, M. C. *et al.* Minimization of municipal sewage sludge by means of a thermophilic membrane bioreactor with intermittent aeration. **Journal of Cleaner Production**, 2017. v. 143, p. 369–376.

ÇULFAZ, P. Z.; WESSLING, M.; LAMMERTINK, R. G. H. Fouling behavior of microstructured hollow fiber membranes in submerged and aerated filtrations. **Water Research**, 2011. v. 45, n. 4, p. 1865–1871.

D'ABZAC, P. *et al.* Extraction of extracellular polymeric substances (EPS) from anaerobic granular sludges: Comparison of chemical and physical extraction protocols. **Applied Microbiology and Biotechnology**, 2010. v. 85, n. 5, p. 1589–1599.

DALMAU, M. *et al.* Towards integrated operation of membrane bioreactors: Effects of aeration on biological and filtration performance. **Bioresource Technology**, 2014. v. 171, p. 103–112.

DELGADO, S.; VILLARROEL, R.; GONZÁLEZ, E. Effect of the shear intensity on fouling in submerged membrane bioreactor for wastewater treatment. **Journal of Membrane Science**, 2008. v. 311, n. 1–2, p. 173–181.

DÍAZ, O. *et al.* Fouling analysis and mitigation in a tertiary MBR operated under restricted aeration. **Journal of Membrane Science**, 2017. v. 525, n. December 2016, p. 368–377.

DIGNAC, M. *et al.* Chemical description of extracellular polymers: implication on activated sludge floc structure. **Water Science and Technology**, 20 nov. 1998. v. 38, n. 8–9, p. 45–53.

DIJKHUIZEN, W. *et al.* DNS of gas bubbles behaviour using an improved 3D front tracking model- Drag force on isolated bubbles and comparison with experiments. **Chemical Engineering Science**, 2010. v. 65, n. 4, p. 1415–1426.

DING, A. *et al.* Impact of aeration shear stress on permeate flux and fouling layer properties in a low pressure membrane bioreactor for the treatment of grey water. **Journal of Membrane Science**, 2016. v. 510, p. 382–390.

FANE, A. G. *et al.* Low pressure membrane processes - Doing more with less energy. **Desalination**, 2005. v. 185, n. 1–3, p. 159–165.

FIELD, R. W. *et al.* Critical flux concept for microfiltration fouling. **Journal of Membrane Science**, abr. 1995. v. 100, n. 3, p. 259–272.

GAO, D.; FU, Y.; REN, N. Tracing biofouling to the structure of the microbial community and its metabolic products: A study of the three-stage MBR process. **Water Research**, 2013. v. 47, n. 17, p. 6680–6690.

GUAN, X.; YANG, N. Bubble properties measurement in bubble columns: From homogeneous to heterogeneous regime. **Chemical Engineering Research and Design**, 2017. v. 127, n. 1999, p. 103–112.

HAMIELEC, A. E.; JOHNSON, A. I. Viscous flow around fluid spheres at intermediate reynolds numbers. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, 1962. v. 40, n. 2, p. 41–45.

HASSAN, N. M. S.; KHAN, M. M. K.; RASUL, M. G. A comparative study of bubble rise phenomena in water and low concentration polymer solutions. **5th International Conference on Heat Transfer, Fluid Mechanics and Thermodynamics**, 2007. p. 6.

HOLBROOK, R. D.; MASSIE, K. A.; NOVAK, J. T. A comparison of membrane bioreactor and conventional-activated-sludge mixed liquor and biosolids characteristics. **Water Environment Research**, 2005. v. 77, n. 4, p. 323–330.

ISHII, M.; ZUBER, N. Drag coefficient and relative velocity in bubbly, droplet or

particulate flows. **AIChE Journal**, 1979. v. 25, n. 5, p. 843–855.

JANKHAH, S.; BÉRUBÉ, P. R. Power induced by bubbles of different sizes and frequencies on to hollow fibers in submerged membrane systems. **Water Research**, 2013. v. 47, n. 17, p. 6516–6526.

JUDD, S.; JUDD, C. **The MBR Book**. Second ed. [S.l.]: Elsevier, 2011. V. 1.

K. DEWSBURY, D. KARAMANEV, A. M. Hydrodynamic characteristics of free rise of light solid particles and gas bubbles in non-Newtonian liquids. **Chemical Engineering Science**, 1999. v. 54, n. 21, p. 4825–4830.

KARAMANEV, D.; DEWSBURY, K.; MARGARITIS, A. Comments on the free rise of gas bubbles in non-Newtonian liquids. **Chemical Engineering Science**, 2005. v. 60, n. 16, p. 4655–4657.

KARAMANEV, D. G. Rise of gas bubbles in quiescent liquids. **AIChE Journal**, 1994. v. 40, n. 8, p. 1418–1421.

KEE, D. DE; CHAN MAN FONG, C. F.; YAO, J. Bubble Shape in Non-Newtonian Fluids. **Journal of Applied Mechanics**, 2002. v. 69, n. 5, p. 703.

KHALILI GARAKANI, A. H. *et al.* Comparison between different models for rheological characterization of activated sludge. **Iranian Journal of Environmental Health Science & Engineering**, 2011. v. 8, n. 3, p. 255–264.

KRZEMINSKI, P. *et al.* Membrane bioreactors – a review on recent developments in energy reduction, fouling control, novel configurations, {LCA} and market prospects. **Journal of Membrane Science**, 2017. v. 527, n. September 2016.

LAERA, G. *et al.* Membrane bioreactor sludge rheology at different solid retention times. **Water Research**, 2007. v. 41, n. 18, p. 4197–4203.

LE-CLECH, P.; CHEN, V.; FANE, T. A. G. Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. **Journal of Membrane Science**, 2006. v. 284, n. 1–2, p. 17–53.

LIN, H. *et al.* A critical review of extracellular polymeric substances (EPSs) in membrane bioreactors: Characteristics, roles in membrane fouling and control strategies. **Journal of Membrane Science**, 2014. v. 460, p. 110–125.

LIU, N. *et al.* Experimental investigation of hydrodynamic behavior in a real

membrane bio-reactor unit. **Journal of Membrane Science**, 2010. v. 353, n. 1–2, p. 122–134.

LOPEZ, J. *et al.* MBR activated sludge viscosity measurement using the Delft filtration characterization method. **Journal of Water Process Engineering**, 2015. v. 5, p. 35–41.

LOUSADA-FERREIRA, M.; LIER, J. B. VAN; GRAAF, J. H. J. M. VAN DER. Impact of suspended solids concentration on sludge filterability in full-scale membrane bioreactors. **Journal of Membrane Science**, 2015. v. 476, p. 68–75.

LU, Y. *et al.* The influence of bubble characteristics on the performance of submerged hollow fiber membrane module used in microfiltration. **Separation and Purification Technology**, 2008. v. 61, n. 1, p. 89–95.

MADAENI, S. S.; FANE, A. G.; WILEY, D. E. Factors influencing critical flux in membrane filtration of activated sludge. **Journal of Chemical Technology & Biotechnology**, jun. 1999. v. 74, n. 6, p. 539–543.

MARGARITIS, A.; BOKKEL, D. W. TE; KARAMANEV, D. G. Bubble rise velocities and drag coefficients in non-Newtonian polysaccharide solutions. **Biotechnology and Bioengineering**, 1999. v. 64, n. 3, p. 257–266.

MEIJERING, E.; DZYUBACHYK, O.; SMAL, I. Methods for cell and particle tracking. **Methods Enzymol**, 2012. v. 504, n. 9, p. 183–200.

MENG, F. *et al.* A comprehensive study on membrane fouling in submerged membrane bioreactors operated under different aeration intensities. **Separation and Purification Technology**, 2008. v. 59, n. 1, p. 91–100.

MIYOSHI, T. *et al.* Effect of membrane polymeric materials on relationship between surface pore size and membrane fouling in membrane bioreactors. **Applied Surface Science**, 2015. v. 330, p. 351–357.

NGUYEN CONG DUC, E. *et al.* Local hydrodynamic investigation of the aeration in a submerged hollow fibre membranes cassette. **Journal of Membrane Science**, 2008. v. 321, n. 2, p. 264–271.

NITTAMI, T. *et al.* Influence of surface hydrophilicity on polytetrafluoroethylene flat sheet membrane fouling in a submerged membrane bioreactor using two activated

sludges with different characteristics. **Journal of Membrane Science**, 2014. v. 463, p. 183–189.

OJIMA, S. *et al.* Distributions of void fraction and liquid velocity in air-water bubble column. **International Journal of Multiphase Flow**, 2014. v. 67, n. S, p. 111–121.

RATKOVICH, N. *et al.* Activated sludge rheology: A critical review on data collection and modelling. **Water Res.**, 2013. v. 47, n. civil, p. 463–482.

ROSENBERGER, S.; KUBIN, K.; KRAUME, M. Rheology of Activated Sludge in Membrane Bioreactors. **Engineering in Life Sciences**, 2002. v. 2, n. 9, p. 269–275.

SAHINKAYA, E.; YURTSEVER, A.; ÇINAR, Ö. Treatment of Textile Industry Wastewater Using Dynamic Membrane Bioreactor: Impact of Intermittent Aeration on Process Performance. **Separation and Purification Technology**, 2016. v. 174, p. 445–454.

SANTOS, A.; MA, W.; JUDD, S. J. Membrane bioreactors: Two decades of research and implementation. **Desalination**, 2011. v. 273, n. 1, p. 148–154.

SILVA, M. K. Da. **Biorreatores com Membranas : uma Alternativa para o Tratamento de Efluentes**. [S.l.]: [s.n.], 2009.

SNIS. Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento – SNIS. **Diagnostico dos Serviços de Água e Esgotos-2015**, 2017. p. 212.

SOFIA, A.; NG, W. J.; ONG, S. L. Engineering design approaches for minimum fouling in submerged MBR. **Desalination**, 2004. v. 160, n. 1, p. 67–74.

TIAN, J. *et al.* Air bubbling for alleviating membrane fouling of immersed hollow-fiber membrane for ultrafiltration of river water. **Desalination**, 2010. v. 260, n. 1–3, p. 225–230.

TIAN, Y. *et al.* Role of extracellular polymeric substances (EPSs) in membrane fouling of membrane bioreactor coupled with worm reactor. **Bioresource Technology**, 2012. v. 123, p. 566–573.

TOMIYAMA, A. *et al.* Drag Coefficients of Single Bubbles under Normal and Micro Gravity Conditions. **JSME International Journal Series B**, 1998. v. 41, n. 2, p. 472–479.

UEDA, T. *et al.* Effects of aeration on suction pressure in a submerged membrane bioreactor. **Water Research**, 1997. v. 31, n. 3, p. 489–494.

VERA, L. *et al.* Application of a backwashing strategy based on transmembrane pressure set-point in a tertiary submerged membrane bioreactor. **Journal of Membrane Science**, 2014. v. 470, p. 504–512.

WU, J.; HE, C. Effect of cyclic aeration on fouling in submerged membrane bioreactor for wastewater treatment. **Water Research**, 2012. v. 46, n. 11, p. 3507–3515.

YAMANOI, I.; KAGEYAMA, K. Evaluation of bubble flow properties between flat sheet membranes in membrane bioreactor. **Journal of Membrane Science**, 2010. v. 360, n. 1–2, p. 102–108.

YAMAMOTO, K., HIASA, M., MAHMOOD, T., MATSUO, T. Direct Solid–liquid Separation using Hollow Fiber Membrane in an Activated-sludge Aeration Tank. **Water Science Technology**, v. 21, p. 43–54, 1989. Apud: LE-CLECH, P., CHEN, V., FANE, T. A. G. Fouling in Membrane Bioreactors Used in Wastewater Treatment. **Journal of Membrane Science**, v. 284, p. 17–53, 2006.

YAN, X. *et al.* Drag coefficient fluctuation prediction of a single bubble rising in water. **Chemical Engineering Journal**, 2017. v. 316, p. 553–562.

YANG, F. *et al.* Yield stress and rheological characteristics of activated sludge in an airlift membrane bioreactor. **Journal of Membrane Science**, 2009. v. 334, n. 1–2, p. 83–90.

YU, H.-Y.; XIE, Y.-J.; *et al.* Surface modification of polypropylene microporous membrane to improve its antifouling property in MBR: CO<sub>2</sub> plasma treatment. **Journal of Membrane Science**, 2005. v. 254, n. 1, p. 219–227.

YU, H.-Y.; HU, M.-X.; *et al.* Surface modification of polypropylene microporous membranes to improve their antifouling property in MBR: NH<sub>3</sub> plasma treatment. **Separation and Purification Technology**, 2005. v. 45, n. 1, p. 8–15.

ZHONG, L. *et al.* Rheological behavior of xanthan gum solution related to shear thinning fluid delivery for subsurface remediation. **Journal of Hazardous Materials**, 2013. v. 244–245, p. 160–170.

ZIEGENHEIN, T.; LUCAS, D. Observations on bubble shapes in bubble columns

under different flow conditions. **Experimental Thermal and Fluid Science**, 2017. v. 85, p. 248–256.

ZSIRAI, T. *et al.* Efficacy of relaxation, backflushing, chemical cleaning and clogging removal for an immersed hollow fibre membrane bioreactor. **Water Research**, 2012. v. 46, n. 14, p. 4499–4507.