



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS  
CENTRO DE CIÊNCIAS DA NATUREZA  
*CAMPUS LAGOA DO SINO*  
Mariana Barbosa

**REATOR DE LEITO FLUIDIZADO: REVISÃO DE LITERATURA E  
DIMENSIONAMENTO DE REATOR APLICADO EM CONTEXTO INDUSTRIAL NO  
TRATAMENTO DO GLICEROL**

BURI – SP  
2022



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS  
CENTRO DE CIÊNCIAS DA NATUREZA  
CAMPUS LAGOA DO SINO

Mariana Barbosa

**REATOR DE LEITO FLUIDIZADO: REVISÃO DE LITERATURA E  
DIMENSIONAMENTO DE REATOR APLICADO EM CONTEXTO INDUSTRIAL NO  
TRATAMENTO DO GLICEROL**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado como exigência parcial para obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Ambiental na Universidade Federal de São Carlos.

Orientação: Prof. Dr. Roberta Barros Lovaglio

Coorientação: Prof. Dr. Jorge Luis Rodrigues Pantoja Filho

Buri – SP  
2022

Barbosa, Mariana

Reator de Leito Fluidizado: Revisão de Literatura e Dimensionamento de Reator Aplicado em Contexto Industrial no Tratamento do Glicerol / Mariana Barbosa - 2022.  
127f.

TCC (Graduação) - Universidade Federal de São Carlos, campus Lagoa do Sino, Buri  
Orientador (a): Roberta Barros Lovaglio  
Banca Examinadora: Jorge Luis Rodrigues Pantoja Filho, Beatriz Cruz Gonzales  
Bibliografia

1. Biorreator de Leito Fluidizado. 2. Resíduos Industriais. 3. Glicerol. I. Barbosa, Mariana. II. Título.

Ficha catalográfica desenvolvida pela Secretaria Geral de Informática (SIn)

DADOS FORNECIDOS PELO AUTOR

Bibliotecário responsável: Lissandra Pinhatelli de Britto - CRB/8 7539

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS  
CENTRO DE CIÊNCIAS DA NATUREZA  
CAMPUS LAGOA DO SINO  
Mariana Barbosa

**Folha de aprovação**

Assinatura dos membros da comissão examinadora que avaliou e aprovou a Defesa de Trabalho de Conclusão de Curso da candidata Mariana Barbosa, realizada em 25/08/2022:

Documento assinado digitalmente  
 ROBERTA BARROS LOVAGLIO  
Data: 30/08/2022 08:53:53-0300  
Verifique em <https://verificador.iti.br>

---

Profa. Dra. Roberta Barros Lovaglio – Orientadora  
Centro de Ciências da Natureza – UFSCar – Campus Lagoa do Sino.



---

Prof. Dr. Jorge Luis Rodrigues Pantoja Filho  
UNIOESTE – Universidade Estadual do Oeste do Paraná – Campus Cascavel

Documento assinado digitalmente  
 BEATRIZ CRUZ GONZALEZ  
Data: 31/08/2022 11:28:36-0300  
Verifique em <https://verificador.iti.br>

---

Profa. Dra. Beatriz Cruz Gonzalez  
Centro de Ciências da Natureza – UFSCar – Campus Lagoa do Sino.

## **DEDICATÓRIA**

Dedico este trabalho primeiramente a Deus, que me sustentou e sustenta todos os dias da minha vida. Aos meus pais Jesiel e Edilaine, que não mediram esforços para que eu conquistasse minha graduação, apoiando-me e incentivando-me em todas as etapas da minha vida acadêmica. Aos meus avós maternos Osválindo e Hilda e ao meu namorado Douglas.

Aos meus amigos e colegas de graduação que trilharam juntamente comigo os desafios e conquistas ao longo desses anos, como também a todo corpo docente e discente do curso de Engenharia Ambiental, a quem fico extremamente grata por dele ter feito parte.

## AGRADECIMENTO

À Deus pelo sustento de cada dia.

À Universidade Federal de São Carlos (UFSCar) por possibilitar a conquista da minha graduação em Engenharia Ambiental.

À minha orientadora Roberta e coorientador Jorge pelo embasamento e apoio em cada etapa do desenvolvimento desse projeto.

Aos meus pais Jesiel e Edilaine pelo amor, apoio e incentivo.

Às minhas amigas de graduação Milena, Aline, Alice, Stephanie, Fabiana e Isabela pelo companheirismo ao longo desses anos.

E à todos os professores, técnicos e funcionários da UFSCar *campus* Lagoa do Sino.

## **EPIGRAFE**

“[...] porque Deus é quem efetua em vós tanto o querer como o realizar, segundo a sua boa vontade”.

Filipenses 2:13

## RESUMO

As atividades industriais encontram-se entre as ações antrópicas mais impactantes gerando diversos resíduos que variam de acordo com suas composições químicas, físicas e biológicas, bem como volume e potencial de toxicidade. Com a regulamentação ambiental cada vez mais exigente, os resíduos devem ser caracterizados, quantificados, acondicionados e tratados de forma adequada antes de sua disposição final, tendo as empresas que indenizar ou reparar os danos causados ao meio ambiente e a terceiros, advindos de qualquer uma de suas atividades, aumentando os custos com proteção ambiental, disposição e tratamento dos resíduos. No entanto, os resíduos não são necessariamente rejeitos sem qualquer aplicação, muitos tem potencial de transformação em subprodutos ou em matérias primas para outras linhas de produção, podendo gerar uma nova receita para a empresa. O glicerol trata-se de um dos maiores resíduos gerados pela produção de biodiesel e, embora possua diversas aplicações industriais, os grandes volumes produzidos tornam o coproduto de difícil escoamento, reduzindo seu valor no mercado. A implementação de alternativas biotecnológicas para a transformação do glicerol em coprodutos de maior valor agregado vem tornando-se imprescindíveis, destacando-se nesse contexto o emprego da *Pseudomonas aeruginosa* para a produção de ramnolípido ou biossurfactante, que podem ser utilizados em diversos setores na indústria farmacêutica, alimentícia, petrolífera, entre outros. Nesse contexto, podem ser empregadas estratégias biotecnológicas como os biorreatores, capazes de conduzir uma série de reações químicas catalisadas por enzimas ou células vivas microbianas, animais ou vegetais, promovendo o tratamento do resíduo e gerando coprodutos resultantes dessa biodegradação. O biorreator de leito fluidizado (*Fluidized Bed Bioreactor* - FBBR) apresenta diversas potencialidades comparado a outros reatores, como a grande eficiência de conversão de substratos orgânicos, devido à alta concentração de biomassa aderida no material suporte. Tendo em vista os aspectos mencionados, este trabalho objetivou descrever os principais fenômenos e características do reator de leito fluidizado, além de identificar as aplicações desse reator para o tratamento de resíduos industriais e potencial geração de coprodutos de interesse econômico, por meio de uma revisão bibliográfica, bem como, o dimensionamento de um reator FBBR piloto para tratamento

de glicerol e produção de biossurfactante. O reator dimensionado possui 8,85 m de altura, 0,268 m de diâmetro interno e 500 L de capacidade, utilizando borracha triturada como material suporte, sua estimativa de consumo de glicerol e produção de biossurfactante foi de 42004,8 g e 7200 g por dia, respectivamente. Averiguou-se que reator FBBR detém diversas potencialidades e que são muitas as aplicações para tratamento de resíduos industriais, além de sua aplicabilidade para indústrias produtoras de biodiesel, como alternativa ao excedente de glicerol no mercado e como forma de agregar valor ao resíduo.

**Palavras-chave:** Reator de leito fluidizado. Tratamento. Resíduos industriais. Glicerol. Biossurfactante.

## ABSTRACT

Industrial activities are among the most impacting anthropic actions, generating various residues that vary according to their chemical, physical and biological compositions, as well as volume and toxicity potential. With the increasingly stringent environmental regulations, the waste must be characterized, quantified, conditioned and treated appropriately before its final disposal. Companies must indemnify or repair the damage caused to the environment and to third parties, arising from any of their activities, increasing the costs with environmental protection, disposal and treatment of waste. However, the residues are not necessarily rejects without any application, many have the potential to be transformed into by-products or raw materials for other production lines, and may generate new revenue for the company. Glycerol is one of the largest waste generated by biodiesel production and, although it has several industrial applications, the large volumes produced make the co-product difficult to dispose of, reducing its value in the market. The implementation of biotechnological alternatives for the transformation of glycerol into co-products of higher added value has become essential, highlighting in this context the use of *Pseudomonas aeruginosa* for the production of rhamnolipids or biosurfactants, which can be used in various sectors in the pharmaceutical, food, oil, among others. In this context, biotechnological strategies can be employed, such as bioreactors, capable of conducting a series of chemical reactions catalyzed by enzymes or microbial, animal or plant living cells, promoting the treatment of waste and generating coproducts resulting from this biodegradation. The Fluidized Bed Bioreactor (FBBR) presents several potentialities compared to other reactors, such as the high conversion efficiency of organic substrates, due to the high concentration of biomass adhered to the support material. In view of the mentioned aspects, this work aimed to describe the main phenomena and characteristics of the fluidized bed reactor, besides identifying the applications of this reactor for the treatment of industrial waste and potential generation of co-products of economic interest, through a literature review, as well as the design of a pilot FBBR reactor for glycerol treatment and biosurfactant production. The dimensioned reactor has 8.85 m of height, 0.268 m of internal diameter and 500 L of capacity, using crushed rubber as support material, its estimated glycerol consumption and biosurfactant

production was 42004,8 g and 7200 g per day, respectively. It was found that FBBR reactor has several potentialities and that there are many applications for the treatment of industrial waste, besides its applicability for biodiesel producing industries, as an alternative to the surplus of glycerol in the market and as a way to add value to the waste.

**Keywords:** Fluidized bed bioreactor. Treatment. Industrial waste. Glycerol. Biosurfactant

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1:</b> Equação global de transesterificação.....	28
<b>Figura 2:</b> Reações envolvidas na transesterificação .....	28
<b>Figura 3:</b> Fluxograma da produção de Biodiesel. ....	29
<b>Figura 4:</b> Exportação de glicerina bruta e glicerol .....	30
<b>Figura 5:</b> Principais tipos de biossurfactantes e microrganismos envolvidos. ....	34
<b>Figura 6:</b> Estruturas químicas dos biossurfactantes.....	35
<b>Figura 7:</b> Estrutura química dos quatro principais homólogos dos ramnolipídeos.....	36
<b>Figura 8:</b> Mudanças durante a operação do reator com partículas em suspensão. ....	39
<b>Figura 9:</b> Partículas de pneu triturado para imobilização da biomassa .....	44
<b>Figura 10:</b> Micrografia eletrônica da borracha triturada a temperatura ambiente. ....	44
<b>Figura 11:</b> Esfericidade para determinados formatos de partículas. ....	48
<b>Figura 12:</b> Etapas de degradação em ambientes anaeróbicos. ....	50
<b>Figura 13:</b> Etapas da formação do biofilme. ....	61
<b>Figura 14:</b> Desenvolvimento do biofilme em suportes sólidos.....	63
<b>Figura 15:</b> Perfil de biofilme aeróbio em fase exponencial de crescimento (aumento 16x). .....	66
<b>Figura 16:</b> Perfil de biofilme aeróbio na fase de estabilização (aumento 6,4x). ....	66
<b>Figura 17:</b> Perfil de biofilme aeróbio na fase de desprendimento (aumento 6,4x).....	66
<b>Figura 18:</b> Características em função da espessura do biofilme.....	67
<b>Figura 19:</b> Representação gráfica do Modelo cinético de Monod.....	68
<b>Figura 20:</b> Representação de leito poroso. ....	71
<b>Figura 21:</b> Relações abstraídas da equação de porosidade do leito e representação de leito poroso.....	71
<b>Figura 22:</b> Volume de controle para determinação da condição fundamental de fluidização. ....	74
<b>Figura 23:</b> Distribuição de forças no leito fluidizado. ....	76
<b>Figura 24:</b> Movimentação do leito. ....	78
<b>Figura 25:</b> Perda de carga e altura do leito em função da velocidade superficial.....	79

<b>Figura 26:</b> Comportamento do leito com relação a queda de pressão, porosidade e velocidade superficial. ....	79
<b>Figura 27:</b> Correlações para a estimativa da velocidade mínima de fluidização. ....	82
<b>Figura 28:</b> Velocidades Mínimas de Fluidização para dados materiais suporte. ....	84
<b>Figura 29:</b> Etapas de fluidização do leito. ....	86
<b>Figura 30:</b> Escalas de trabalho no desenvolvimento de processos biológicos. ....	90
<b>Figura 31:</b> Composição físico-química do efluente da produção de biodiesel. ....	100
<b>Figura 32:</b> Reator de leito fluidizado aeróbio em escala piloto proposto. ....	104

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

- ABIQUIM:** Associação Brasileira da Indústria Química
- ABNT:** Associação Brasileira de Normas Técnicas
- ANL:** Anilina
- CAG:** Carvão Ativado Granular
- CONAMA:** Conselho Nacional do Meio Ambiente
- COT:** Concentração Total de Carbono na Amostra
- DQO:** Demanda química de oxigênio
- EBPR:** *Enhanced Biological Phosphorus Removal* (Remoção Biológica avançada de fósforo)
- EPE:** Empresa de Pesquisa Energética
- FBBR:** *Fluidized Bed Bioreactor* (Reator de leito fluidizado ou Biorreator de leito fluidizado)
- FRM:** *Sodium Formate*
- HPLC:** *High Performance Liquid Chromatography*
- MEK:** Metiletilcetona
- MEOR:** *Microbial Enhanced Oil Recovery* (Recuperação Microbiana Avançada de Petróleo)
- OAPs:** Organismos de Acumulação de Polifosfatos
- OSBR:** *Optimized Support for Biological Growth* (Suporte Otimizado para Crescimento Biológico)
- PE:** Poliestileno
- PNP:** Paranitrofenol
- PP:** Polipropileno
- PS:** Poliestireno
- PU:** Poliuretano
- PVC:** Polivinilclorado

## LISTA DE SÍMBOLOS

$\nabla Y$ : gradiente da grandeza Y

**a**: Superfície específica do leito

**a'**: Superfície específica da partícula

**Ar**: Número de Arquimedes

**C**: concentração do composto no tempo t ( $ML^{-3}$ )

**C0**: concentração do afluente do composto ( $ML^{-3}$ );

**C<sub>d</sub>**: coeficiente de arraste

**CO<sub>2</sub>**: dióxido de carbono

**C<sub>s</sub>**: Concentração do substrato

**C<sub>x</sub>**: concentração de microrganismos ( $M.L^{-3}$  ex:  $mgSVV.L^{-1}$ )

**C<sub>x</sub>**: Concentração de microrganismos no reator

**d**: diâmetro do reator (m)

**d<sub>eff</sub>** : Diâmetro efetivo

**Dn**: número de discriminação

**d<sub>p</sub>** : Diâmetro médio da partícula (m)

**d<sub>sph</sub>** : Diâmetro esférico equivalente

$\epsilon$ : Porosidade do leito

$\epsilon_1$  = Porosidade leito fixo

$\epsilon_2$  = Porosidade leito fluidizado

$\epsilon_{mf}$ : Porosidade mínima de fluidização

**F**: Força resultante do volume de controle sobre as superfícies sólidas (N ou  $kg.m/s^2$ )

**F<sub>e</sub>**: Força de Empuxo (N ou  $kg.m/s^2$ )

**F<sub>g</sub>**: Força do peso das partículas (N ou  $kg.m/s^2$ )

**F<sub>p</sub>**: Força da pressão ou força de arraste (N ou  $kg.m/s^2$ )

**Fr**: Número de Froude

**F<sub>sup</sub>**: Força das superfícies sólidas sobre o volume de controle (N ou  $kg.m/s^2$ )

**g**: Aceleração da gravidade ( $m/s^2$ )

**h**: altura do reator (m)

**H<sub>2</sub>O**: Água

**HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>**: Carbono inorgânico

**J:** Fluxo (m/s)

**K:** constante de proporcionalidade

**K<sub>d</sub>:** constante de decaimento endógeno ou constante de morte celular (T<sup>-1</sup>)

**K<sub>is</sub>:** constante de inibição por excesso de substrato

**K<sub>s</sub>:** constante de saturação do substrato (valor de concentração do substrato no qual  $\mu$  atinge metade de seu valor máximo).

**L<sub>0</sub>:** Altura inicial da região de reação (m)

**L<sub>1</sub>:** Altura da região de reação final (m)

**L<sub>1</sub>:** Altura do leito fixo (m)

**L<sub>2</sub>:** Altura leito fluidizado (m)

**L<sub>b</sub> ou L:** Altura do leito ou a distância entre as seções (m)

**m total:** Massa total (kg)

**Ma:** Microrganismos ativos

**Mb:** Biomassa total ou biofilme

**Md:** Microrganismos inativos

**N<sub>2</sub>:** Nitrogênio diatômico

**NH<sub>3</sub>:** Amônia

**NO<sub>2</sub><sup>-</sup>:** Nitrato

**NO<sub>3</sub><sup>-</sup>:** Nitrato

**O<sub>2</sub>:** Oxigênio

**P:** Pressão piezométrica

**Q<sub>fora</sub>:** Vazão mássica do fluido fora do leito (m<sup>3</sup>/s)

**Q<sub>leito</sub>:** Vazão mássica dentro do leito (m<sup>3</sup>/s)

**Q:** vazão inicial (m<sup>3</sup>/s)

**Q<sub>1</sub>:** Vazão final (m<sup>3</sup>/s)

**Q<sub>r</sub>:** Vazão de recirculação (m<sup>3</sup>/s)

**r:** Razão de recirculação

**R<sub>d</sub>:** Velocidade de decaimento

**Re:** Número de Reynolds

**Re<sub>mf</sub>:** Reynolds relativo à partícula na condição de mínima fluidização

**$R_{\text{máx}}$** : velocidade máxima e degradação da matéria orgânica expressa em massa de substrato por volume e por tempo.

**$r_p$** : taxa de reação da produção do composto ( $\text{ML}^{-3}\text{T}^{-1}$ )

**$R_s$  ou  $r_c$** : taxa de consumo do composto ou velocidade de consumo de matéria orgânica pelos microrganismos ( $\text{M substrato} \cdot \text{L}^{-3} \cdot \text{T}^{-1}$  ex:  $\text{mg DQO} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ )

**$R_x$** : velocidade de crescimento dos microrganismos ( $\text{M microrganismo} \cdot \text{L}^{-3} \cdot \text{T}^{-1}$  ex:  $\text{mg SVV} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ )

**S ou A**: Área de seção transversal da coluna do fluido ou perpendicular à direção de transporte ( $\text{m}^2$ )

**$\text{SO}_4^{2-}$** : Íon Sulfato

**t**: tempo (T)

**$U_t$** : Velocidade terminal (m/s)

**$V_{\text{leito mf}}$** : Volume do leito no instante de mínima fluidização ( $\text{m}^3$ )

**$v_{\text{leito}}$** : Velocidade média do fluido no leito (m/s)

**$V_{\text{total}}$** : Volume total do leito ( $\text{m}^3$ )

**$V_{\text{vazios mf}}$** : volume de vazios no instante de mínima fluidização ( $\text{m}^3$ )

**$v_0$** : velocidade de ascensão do fluido ou velocidade superficial do fluido (m/s)

**$V_a$** : Velocidade de arraste (m/s)

**$V_{\text{mf}}$  ou  $U_{\text{mf}}$** : Velocidade Mínima de Fluidização (m/s)

**$V_p$** : Volume da partícula ou volume total de partículas sólidas ( $\text{m}^3$ )

**$Y_{(x/s)}$** : fator de crescimento ou produção bruta de microrganismos por unidade de massa de substrato ( $\text{M células} / \text{M substrato}$  ex:  $\text{g SVV} \cdot \text{g}^{-1} \text{DQO}$ ).

**z**: Cota em relação a uma referência admitida (m)

**$\alpha$** : coeficiente de permeabilidade

**$\Delta P$** : Perda de carga ou queda de pressão

**$\epsilon_p$** : Porosidade da partícula

**$\theta_c$  ou TRC**: tempo de retenção celular

**$\theta_h$  ou TDH**: tempo de retenção ou detenção hidráulica ou tempo médio de residência

**$\mu$** : Velocidade específica de crescimento celular ( $\text{T}^{-1}$ )

**$\mu_f$** : viscosidade do fluido ( $\text{N} \cdot \text{s} / \text{m}^2$ )

**$\mu_{\text{máx}}$** : Velocidade máxima de crescimento celular ( $\text{T}^{-1}$ )

$\rho_{\text{leito}}$ : Densidade aparente do leito ( $\text{kg/m}^3$ )

$\rho_f$ : Densidade do fluido ( $\text{kg/m}^3$ )

$\rho_s$ : Densidade da partícula sólida ( $\text{kg/m}^3$ )

$\varphi$ : Esfericidade

## SUMÁRIO

<b>1. INTRODUÇÃO</b> .....	<b>21</b>
<b>2. OBJETIVO</b> .....	<b>24</b>
2.1 OBJETIVO GERAL .....	24
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	24
<b>3. CONTAMINAÇÃO AMBIENTAL</b> .....	<b>25</b>
3.1 RESÍDUOS INDUSTRIAIS .....	26
3.1.1 <i>Glicerol</i> .....	27
3.1.1.1 Outras Alternativas para o Glicerol .....	31
<b>4. PRODUÇÃO DO METABÓLITO DE INTERESSE INDUSTRIAL: BIOSSURFACTANTE</b> .....	<b>32</b>
4.1 CLASSIFICAÇÃO DOS BIOSURFACTANTES .....	33
4.1.1 <i>Ramnolipídeos</i> .....	35
<b>5. REATOR DE LEITO FLUIDIZADO (<i>FLUIDIZED BED BIOREACTOR</i> - FBBR)</b> .....	<b>36</b>
5.1 ASPECTOS POSITIVOS E NEGATIVOS .....	41
5.2 MATERIAL SUPORTE .....	43
5.2.1 <i>Caracterização do Material Suporte</i> .....	46
5.3 METABOLISMO ANAERÓBIO E AERÓBIO .....	48
5.3.1 <i>Fatores limitantes à biodegradação</i> .....	53
5.3.2 <i>Biodegradabilidade de Efluentes Industriais tratados em reatores FBBR.</i> .....	56
5.3.3 <i>Biofilme</i> .....	60
5.4 CARACTERIZAÇÃO DO LEITO .....	70
5.4.1 <i>Porosidade do Leito, Densidade Aparente do Leito e Volumes no Leito</i> .....	70
5.4.2 <i>Altura do Leito Poroso</i> .....	72
5.4.3 <i>Velocidade superficial do fluido (fora do leito) e velocidade média do fluido no leito</i> .....	73
5.5 MOVIMENTAÇÃO DO LEITO .....	73
5.5.1 <i>Condição Fundamental para Fluidização e Queda de pressão</i> .....	74

5.5.2 Velocidade Mínima de Fluidização, Porosidade Mínima de Fluidização e Velocidade Terminal .....	77
5.5.3 Modos de Fluidização .....	84
5.6 TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICA (TEMPO MÉDIO DE RESIDÊNCIA) E TEMPO DE RETENÇÃO CELULAR .....	88
5.7 EXEMPLOS DE REATORES DE LEITO FLUIDIZADO .....	89
<b>6. RESULTADOS E DISCUSSÃO .....</b>	<b>100</b>
6.1 REATOR DE LEITO FLUIDIZADO EM ESCALA PILOTO PARA TRATAMENTO DO GLICEROL E PRODUÇÃO DE BIOSSURFACTANTE .....	100
6.1.1 Dimensionamento e Estabelecimento de parâmetros .....	100
6.1.1.1 Caracterização do efluente .....	100
6.1.1.2 Caracterização do Meio Suporte .....	101
6.1.1.3 Dimensões do Reator .....	102
6.1.1.4 Razão de recirculação (r) e Vazão de Recirculação (Qr) .....	104
6.1.1.5 Estimativa da quantidade de borracha triturada .....	105
6.1.1.6 Inoculação da biomassa e Operação do reator .....	106
6.1.1.7 Estimativa do Consumo de Glicerol e Geração de Biossurfactante.....	107
6.1.1.8 Porosidade de mínima fluidização ( $\epsilon_{mf}$ ) e Densidade aparente do leito ( $\rho_{leito}$ ) .....	111
6.1.1.9 Queda de Pressão no leito ( $\Delta P$ ) .....	111
6.1.1.10 Reynolds referente à partícula na condição de fluidização mínima ( $Re_{mf}$ ); .....	112
6.1.1.11 Número de Froude ( $Fr$ ); .....	112
<b>7. CONCLUSÃO .....</b>	<b>112</b>
<b>8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>113</b>

## 1. INTRODUÇÃO

A busca pela melhoria da qualidade de vida do ser humano têm gerado constantes mudanças na forma como extrai, processa e transforma os recursos necessários à manutenção de sua sobrevivência. No entanto, no decorrer das décadas, torna-se cada vez mais evidente que essa busca vem acompanhada pelo aumento dos níveis de poluição, contaminação do meio ambiente e degradação dos recursos naturais, alavancados pelo crescimento demográfico, expansão econômica e disposição inadequada de resíduos (ANDRADE *et al.*, 2009).

O lançamento indevido de resíduos de diversas fontes, acarreta modificações nas características do solo, água e ar, corroborando para a deterioração da qualidade ambiental. No que tange os corpos hídricos, dada sua capacidade de autodepuração, estes são os principais receptores de cargas orgânicas e inorgânicas advindas de águas residuárias, o que, associado ao tratamento irregular, vêm promovendo a degradação da qualidade das águas ao longo dos anos, representando uma problemática cada vez mais emergente (PEREIRA, 2001; FERREIRA, CUNHA-SANTINO, 2014).

As águas residuais ou residuárias, de acordo com definição da Companhia Ambiental do Estado de São Paulo (CETESB), tratam-se de todas as águas descartadas resultantes da utilização por diversos processos. Dentro dessa categoria, encontram-se águas residuais domésticas, provenientes de banhos, cozinhas e lavagens de pavimentos domésticos e águas residuais industriais, advindas dos processos de fabricação (CETESB, 2022).

As atividades industriais encontram-se entre as ações antrópicas mais impactantes, pois geram diversos resíduos que variam de acordo com suas composições químicas, físicas e biológicas, bem como volume e potencial de toxicidade. Com a regulamentação ambiental cada vez mais exigente, os resíduos devem, independentemente de sua natureza, ser caracterizados, quantificados, acondicionados e tratados de forma adequada antes de sua disposição final, tendo as empresas que indenizar ou reparar os danos causados ao meio ambiente e a terceiros, advindos de qualquer uma de suas atividades (PEREIRA, 2001).

Essas pressões sociais e regulatórias vêm conduzindo às empresas a adotarem medidas para redução das descargas de produtos químicos perigosos resultantes de seus processos produtivos, dentre as medidas adotadas, pode-se citar a melhoria da eficiência do processo reduzindo a produção de resíduos, a reciclagem de resíduos químicos e intermediários que não reagiram, bem como, a implementação de tecnologias de tratamento de resíduos (EDWARDS; HEITKAMP, 1992)

A fim de evitar-se essas sanções, aumenta-se os custos das empresas com proteção ambiental, bem como disposição e tratamento de seus resíduos, tornando-se imprescindível o desenvolvimento de novas tecnologias e estratégias biotecnológicas que objetivem, não somente adequar o resíduo às condições exigidas para o corpo receptor ou outra disposição final, mas transformá-lo em coprodutos de maior valor agregado. Para tal, deve-se desconstruir a concepção que os resíduos são necessariamente rejeitos sem qualquer aplicação, muitos possuem potencial de transformação em subprodutos ou em matérias primas para outras linhas de produção, com potencial de geração de nova receita para as empresas (KRAEMER, 2005).

O glicerol é o principal resíduo ou coproduto advindo da produção de biodiesel, representando aproximadamente 10% do volume total do biocombustível. Também denominado de glicerina, possui diversas aplicações industriais, seja na forma de aditivos para indústrias de cosméticos, medicamentos, alimentos ou na indústria química em geral. No entanto, devido aos grandes volumes gerados na produção do biodiesel, o escoamento desse produto vem se tornando um entrave cada vez maior, de forma que não é totalmente absorvido pelo mercado, resultando na queda do preço do coproduto, bem como na estocagem do mesmo, tornando-se imprescindível o desenvolvimento de novas tecnologias alternativas para seu uso (DASARI *et al.*, 2005; SANTOS, 2011; VASCONCELOS, 2012; PEITER *et al.*, 2016).

A implementação de estratégias biotecnológicas que utilizam o glicerol como fonte de carbono para obtenção de produtos de maior valor agregado, vem sendo constantemente estudadas como possíveis soluções ao excedente do coproduto no mercado. Dentre as quais, pode-se citar a produção de biossurfactantes, que são metabólitos anfipáticos, sintetizados por bactérias, leveduras e fungos filamentosos, com propriedades tenso-ativas. Esses surfactantes produzidos biologicamente são menos

agressivos ao meio ambiente, pois são biodegradáveis e apresentam menor toxicidade, comparados aos de origem química, e podem ser utilizados em diversas vertentes da indústria, como por exemplo detergência, emulsificação, lubrificação, solubilização e dispersão de fases, entre outras aplicações (SARUBBO *et al.*, 2006; RIVALDI *et al.*, 2008; MARCHANT; BANAT, 2012; SOUSA, 2011; BRYAM, 2016).

Os glicolípideos estão entre os biossurfactantes mais estudados, tendo como principal representante os ramnolípideos, produzidos majoritariamente por bactérias do gênero *Pseudomonas*. Os ramnolípideos produzidos por *Pseudomonas aeruginosa* apresentam grande potencial de aplicação, atividade de superfície elevada e altos rendimentos de produção, em relação ao tempo de cultivo, e vêm sendo amplamente estudados, especialmente no que tange sua composição, rendimentos, nutrientes utilizados e condições de cultivo (GUERRA-SANTOS; KAPPELI; FIECHTER, 1984; LANG e WAGNER, 1993; HENKEL *et al.*, 2012; BRYAM; LOVAGLIO; CONTIERO, 2017).

Nesse contexto, podem ser empregados os denominados biorreatores ou reatores bioquímicos/biológicos, nos quais ocorrem uma série de reações químicas catalisadas por biocatalizadores como enzimas ou células vivas, sejam elas microbianas, animais ou vegetais. Promove-se, dessa forma, o tratamento do resíduo (efluente) por meio da atividade metabólica dos microrganismos no interior do reator, que utilizam dos compostos presentes como fonte de energia, gerando coprodutos resultantes dessa biodegradação (GORGOZINHO, 2010; SILVA, 2010).

São crescentes os estudos com biorreatores no intuito de se obter conversões de interesse, objetivando, também, a otimização dos processos de conversão e aumento da produtividade, resultando em reatores cada vez mais compactos, estáveis e eficientes. Uma das estratégias utilizadas pelos pesquisadores para se alcançar esse objetivo é a seleção e melhoramento de linhagens de microrganismos (naturalmente ocorrentes ou recombinantes) ou a imobilização de células e enzimas em suportes inertes (auto-imobilização), como no caso de reatores de leito fluidizado (ZAIAT, 2003; PEREIRA; BON; FERRARA, 2008).

O reator de leito fluidizado (*Fluidized Bed Bioreactor* - FBBR) baseia-se no fenômeno de fluidização, processo pelo qual partículas sólidas ficam em estado de semi-suspensão por meio da ação de um fluido em fluxo ascendente, para tal, a velocidade

desenvolvida pelo fluido tem que ser suficiente para elevar as partículas sólidas, sem no entanto, arrastá-las. Ou seja, garante-se que as forças de empuxo e peso atuantes em cada uma das partículas que compõem o conjunto do material suporte entrem em equivalência, promovendo o equilíbrio das partículas. O leito do reator assumirá, portanto, o comportamento do fluido, justificando o surgimento do termo “leito fluidizado” (BOJORGE, 2009).

Dentre as potencialidades e aplicações desse tipo de reator cita-se o alto grau de mistura, bom controle de temperatura, grandes velocidades de reação, favorecimento do transporte de energia e alta conversão de substratos orgânicos biodegradáveis, além de potencial aplicação em grandes escalas (METCALF & EDDY, 1991; MIRANDA, 2014).

Tendo em vista os aspectos levantados, este trabalho objetiva descrever os principais fenômenos e características do reator de leito fluidizado, além de identificar as aplicações desse reator para o tratamento de resíduos industriais e potencial geração de coprodutos de interesse econômico, por meio de uma revisão bibliográfica. Bem como, realizar o dimensionamento de um reator FBBR piloto para tratamento de glicerol e produção de biossurfactante.

## **2. OBJETIVO**

### **2.1 OBJETIVO GERAL**

Descrever os principais fenômenos e características do reator de leito fluidizado, além de identificar as aplicações desse reator para tratamento de resíduos industriais, bem como o potencial de geração de coprodutos de interesse econômico, por meio de uma revisão bibliográfica. Buscou-se ainda, efetuar o dimensionamento de um reator FBBR piloto para tratamento do glicerol objetivando a obtenção do biossurfactante como coproduto de maior valor agregado.

### **2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- Compreender a problemática da geração do glicerol e contaminação dos recursos naturais;
- Descrever as características e fenômenos relacionados ao reator de leito fluidizado;

- Identificar as aplicações do Reator de leito fluidizado para o tratamento de resíduos industriais e produção de coprodutos, por meio de uma revisão bibliográfica;
- Dimensionar um reator FBBR piloto para tratamento de glicerol e produção de biossurfactante.

### 3. CONTAMINAÇÃO AMBIENTAL

Desde os primórdios até a consolidação da sociedade humana como a conhecemos, o homem retira da natureza os recursos necessários à manutenção de sua sobrevivência, aprimorando constantemente a forma como os extrai, como os processa e como os transforma. Observa-se no decorrer das décadas que a busca pela melhoria da qualidade de vida humana vêm acompanhada pelo aumento nos níveis de poluição e contaminação do meio ambiente, o que, associado a expansão econômica, crescimento demográfico e tratamento irregular de lixo/efluentes, têm alavancado ainda mais a degradação dos recursos naturais (ANDRADE *et al.*, 2009).

A contaminação é definida, de acordo com a Resolução CONAMA nº 420/2009, como:

Presença de substância (s) química (s) no ar, água ou solo, decorrentes de atividades antrópicas, em concentrações tais que restrinjam a utilização desse recurso ambiental para os usos atual ou pretendido, definidas com base em avaliação de risco à saúde humana, assim como aos bens a proteger, em cenário de exposição padronizado ou específico. (BRASIL, 2009, p.2)

Já, segundo a Lei nº 6938/1981, poluição é:

A degradação da qualidade ambiental resultante de atividades que direta ou indiretamente:

- a) prejudiquem a saúde, a segurança e o bem estar da população;
- b) criem condições adversas às atividades sociais e econômicas;
- c) afetem desfavoravelmente a biota;
- d) afetem as condições estéticas ou sanitárias do meio ambiente;
- e) lancem matérias ou energia em desacordo com os padrões ambientais estabelecidos.

(BRASIL, 1981, p.2)

Ainda segundo a mesma lei (1981, p.2), o poluidor, ou seja, “A pessoa física ou jurídica, de direito público ou privado, responsável, direta ou indiretamente, por atividade causadora de degradação ambiental”.

É “obrigado, independentemente da existência de culpa, a indenizar ou reparar os danos causados ao meio ambiente e a terceiros, afetados por sua atividade” (BRASIL, 1981, p.7).

Uma das atividades antrópicas que mais tem ocasionado degradação ambiental é a produção demasiada e disposição inadequada de resíduos sólidos, líquidos e gasosos, produzidos por diversas fontes, uma vez que podem ocasionar modificações nas características do solo, água e do ar, acarretando na poluição ou contaminação do meio ambiente, tornando-se uma problemática cada vez mais crescente (PEREIRA, 2001).

### 3.1 RESÍDUOS INDUSTRIAIS

As inúmeras atividades industriais geram em seus processos produtivos resíduos que variam de acordo com suas composições físicas, químicas, biológicas, estado, volume gerado, potencial de toxicidade, entre outras características. E que devem, independentemente de sua natureza, ser caracterizados, quantificados, acondicionados e tratados adequadamente antes de sua disposição final (PEREIRA, 2001).

Faz-se cada vez mais necessário, portanto, o desenvolvimento de novas tecnologias que buscam processos mais eficientes, menos agressivos ao meio ambiente, bem como a redução de custos e poluição. Embora a implementação dessas tecnologias venham otimizando os processos e reduzindo a produção de resíduos, o tratamento e disposição dos mesmos tornam-se grandes entraves para diversas indústrias (ANDRADE *et al.*, 2009).

A destinação, tratamento e disposição final deve seguir a Norma 10.004 da Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT), os mesmos são classificados em resíduos de Classe I – Perigosos, quando possuem características como inflamabilidade, corrosividade, reatividade, toxicidade ou patogenicidade, de Classe II A – Não perigosos e Não inertes, quando possuem características como combustibilidade, biodegradabilidade ou solubilidade em água, e por fim, em Classe II B – Não perigosos e Inertes, quando não apresentam características que venham a ocasionar danos à saúde pública ou ao meio ambiente. Ainda segundo a norma, resíduos de Classe I e II devem ser tratados e destinados as instalações adequadas, como por exemplo aterros industriais, mesmo os

de Classe II B, devem ser destinados a locais apropriados para sua disposição final (ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS, 2004).

Os resíduos industriais líquidos são considerados, segundo a NBR 9800/1987 o despejo líquido advindo de estabelecimento industrial, compreendendo emanações de processo industrial, águas de refrigeração poluídas, águas pluviais poluídas e esgoto doméstico (ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS, 1987).

Podendo ser solúvel ou com sólidos em suspensão, incolor ou não, orgânico ou inorgânico e caracterizado de acordo com componentes físicos (temperatura, cor, turbidez, etc.), químicos (pH, alcalinidade, teor de matéria orgânica, metais, etc.) ou biológicos (bactérias, protozoários, vírus, etc.) (PEREIRA, 2001).

Com a crescente e mais exigente regulamentação ambiental, que prevê que as empresas devem indenizar ou reparar os danos causados ao meio ambiente e a terceiros, advindos de qualquer uma de suas atividades, aumenta-se os custos das empresas com proteção ambiental, a fim de se evitar essas sanções. Especialmente em indústrias mais antigas, essas mudanças para a diminuição do potencial poluidor são lentas e graduais, uma vez que são necessários altos investimentos para o controle ambiental, seja para despoluição, controle de emissão de poluentes e gestão de resíduos (KRAEMER, 2005).

No entanto, o resíduo não é essencialmente algo nocivo, muitos têm potencial de transformação em subprodutos ou em matérias primas para outras linhas de produção, podendo gerar uma nova receita para a própria empresa, agregando-se valor ao que antes seria simplesmente descartado (KRAEMER, 2005).

### 3.1.1 Glicerol

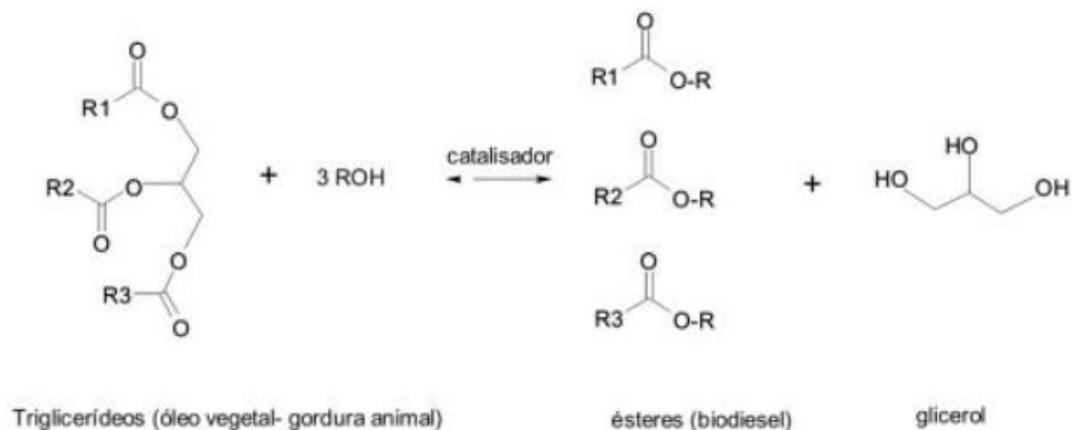
A utilização de fontes alternativas de energia, como os biocombustíveis, é cada vez mais crescente, seja para redução da dependência de combustíveis fósseis, ou para minimização da emissão de gases contribuintes do efeito estufa, liberados por sua queima (PEITER *et. al.*, 2016).

O Biodiesel trata-se de uma mistura combustível advinda da reação de transesterificação de óleos vegetais ou gordura animal (triglicerídeos) em meio alcoólico (comumente metanol ou etanol), valendo-se de um catalizador, produzindo alquil ésteres derivados de ácido graxos e o glicerol. Surgiu nos últimos anos como produto de potencial

substituição do diesel convencional e introduzido na matriz energética brasileira em 2005 por meio da Lei 11.097/2005 (LÔBO; FERREIRA, 2009; PEITER *et al.*, 2016).

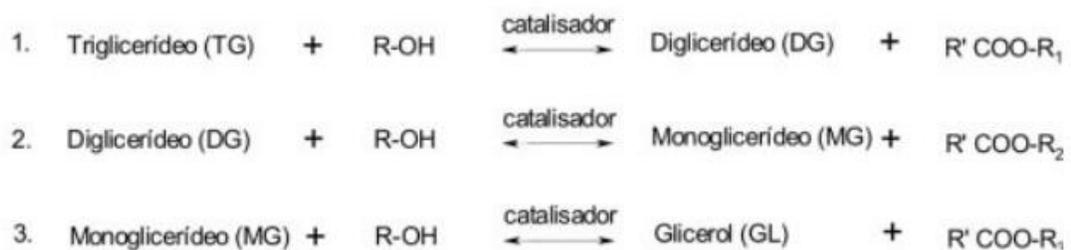
A equação global de transesterificação é apresentada na Figura 1, onde são necessários três mols de álcool para cada mol de triglicerídeo utilizado. Essa equação global advém de reações reversíveis e consecutivas representadas na Figura 2, sendo a primeira delas a conversão dos triglicerídeos em diglicerídeos, a segunda representa a conversão de diglicerídeos em monoglicerídeos e, por fim, de glicerídeos em glicerol, produzindo uma molécula de éter de álcool por glicerídeo ao final de cada etapa da reação (RIVALDI *et al.*, 2008)

**Figura 1:** Equação global de transesterificação.



Fonte: RIVALDI *et al.*, (2008)

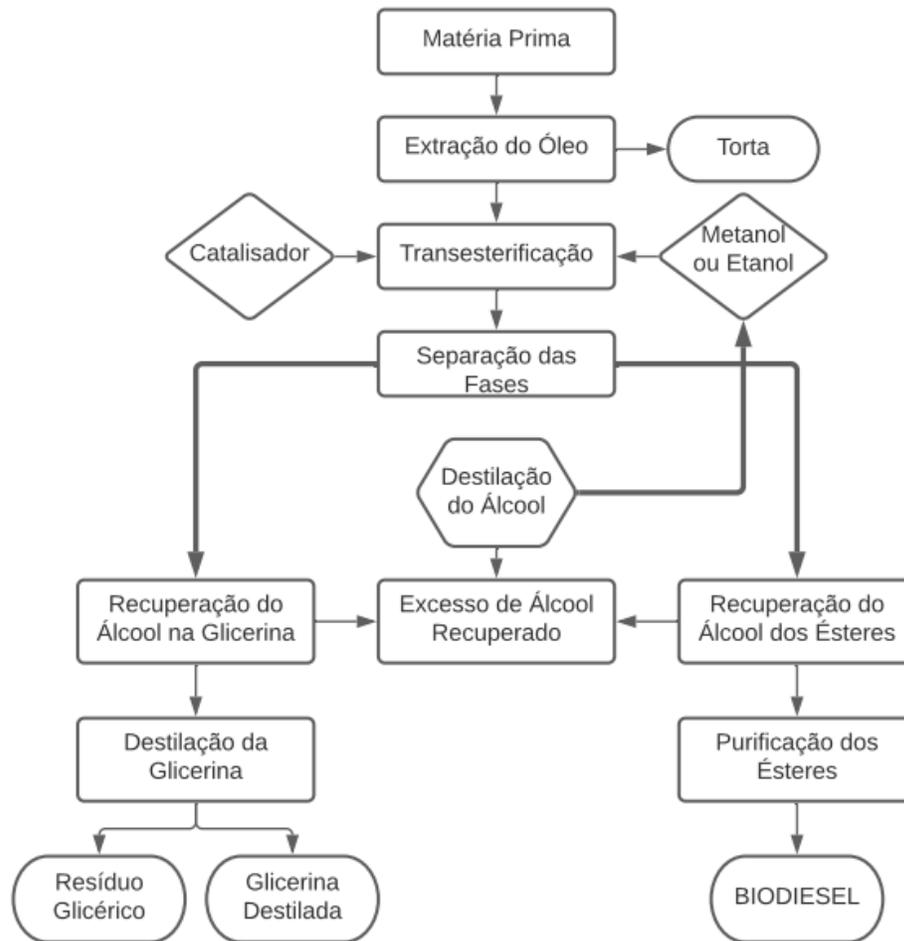
**Figura 2:** Reações envolvidas na transesterificação



Fonte: RIVALDI *et al.* (2008)

Abaixo é apresentado um fluxograma genérico da produção do biodiesel:

**Figura 3:** Fluxograma da produção de Biodiesel.



Fonte: Adaptado de Gonçalves; Perez; Ângelo (2009).

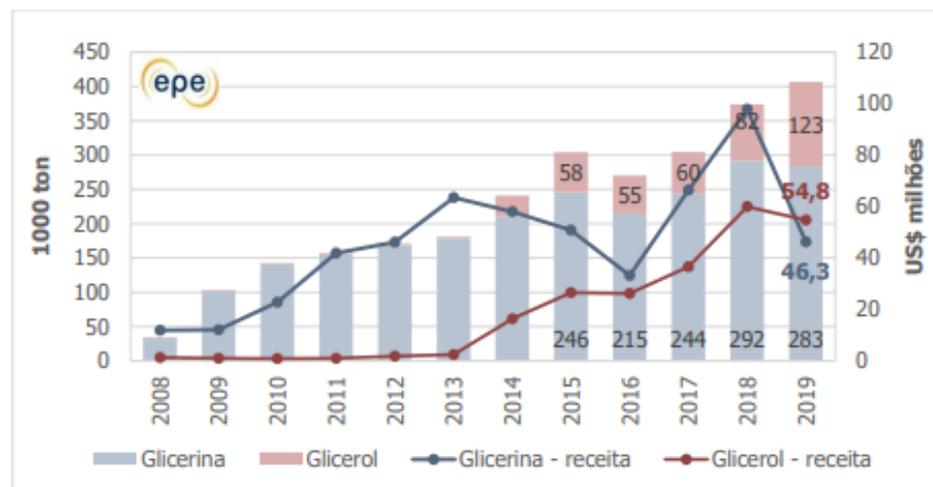
A glicerina bruta é o principal coproduto advindo da produção de biodiesel, representando aproximadamente 10% do volume total do biocombustível. Já o glicerol trata-se de uma classificação para a glicerina refinada e possui melhores preços no mercado internacional comparado a glicerina bruta. Esses compostos possuem diversas aplicações industriais, seja na forma de aditivos para indústrias de cosméticos, medicamentos, alimentos ou na indústria química em geral. No entanto, devido aos grandes volumes gerados na produção do biodiesel, o escoamento desse produto vem se tornando um entrave cada vez maior, de forma que não é totalmente absorvido pelo mercado, resultando na queda do preço do coproduto, bem como na estocagem do

mesmo (DASARI *et al.*, 2005; SANTOS, 2011; VASCONCELOS, 2012; PEITER *et al.*, 2016; EPE, 2019).

No ano de 2019, estima-se que tenha sido produzido no país o equivalente a 600 mil toneladas de glicerina, no entanto, o mercado brasileiro é capaz de absorver cerca de 40 mil toneladas por ano, tornando-se a exportação uma medida adotada de forma a tentar reduzir o excedente do produto (ABIQUIM, 2008; PEITER *et al.*, 2016).

Segundo dados da Empresa de Pesquisa Energética (2019), a exportação total foi de 283 mil toneladas, tendo como principal destino a China, obtendo-se uma receita de cerca de 46,3 milhões de dólares, no entanto, a maior oferta do produto no mercado vem desencadeando a queda de seu preço internacional, como explicitado no gráfico a seguir (Figura 4) (BIODIESELBR, 2019).

**Figura 4:** Exportação de glicerina bruta e glicerol



Fonte: Ministério da Economia (2020).

Evidencia-se portanto, a importância no desenvolvimento de novas tecnologias que busquem evitar a acumulação de glicerol, bem como a busca por alternativas para seu uso, tornando a produção do biodiesel cada vez mais competitiva (PEITER *et al.*, 2016).

### 3.1.1.1 Outras Alternativas para o Glicerol

O glicerol bruto advindo do processo de transesterificação contém impurezas como água, sais, ésteres, álcool e óleo residual que influenciam diretamente no preço do produto, encontrando-se entre 0,2 à 0,4 R\$/kg, dessa forma, existe um grande interesse no emprego de processos químicos para a purificação do mesmo, agregando valor e, de certa forma, aumentando as possibilidades de escoamento no mercado (OOI *et al.*, 2004; RIVALDI *et al.*, 2008).

Os processos para a purificação normalmente empregados são filtração, destilação a vácuo, descoloração e troca de íons para remoção: potássio ( $K^+$ ) e Sódio ( $Na^+$ ), utilizados como catalisadores, no entanto, esses tratamentos possuem custos excessivamente elevados, tornando-se inviáveis para pequenos e médios produtores nacionais de biodiesel (YONG *et al.*, 2001)

Outra alternativa é a implementação de estratégias biotecnológicas que utilizam o glicerol como fonte de carbono para obtenção de produtos de maior valor agregado, tais como biomassa e biomoléculas, que vem sendo constantemente estudadas como possíveis soluções ao excedente de glicerol no mercado e no intuito de reduzir futuros problemas ambientais decorrentes da acumulação do mesmo (RIVALDI *et al.*, 2008; SOUSA, 2011).

O coproduto trata-se de uma fonte de carbono altamente reduzida e assimilável por bactérias e leveduras, em condições aeróbicas e anaeróbicas, seja para obtenção de energia metabólica, como regulador de potencial redox ou para reciclagem de fosfato inorgânico no interior da célula. Muitas pesquisas apontam ainda seu potencial para a produção de compostos intermediários de polímeros, resinas e aditivos para combustíveis (DILLIS *et al.*, 1980; PAPANIKOLAOU *et al.*, 2002; ITO *et al.*, 2005; CHENG *et al.*, 2007, RIVALDI *et al.*, 2008).

São crescentes os esforços dos pesquisadores na busca de soluções biotecnológicas para a utilização do glicerol advindo da produção de biodiesel, como evidenciado pela aumento na publicação de trabalhos acadêmicos, apresentando inúmeras possibilidades de aplicação desse composto como fonte de carbono para obtenção de metabólitos de interesse industrial, como por exemplo o de Meinicke, Vendruscolo e Ninow (2007), na produção de corantes naturais pelo fungo *Monascus*

*ruber*, Silva (2014), na produção de biomassa e lipídeo unicelular (SCO) por *Mucor circinelloides*, Rech (2011), na produção de lipases por *Staphylococcus warneri* EX17, Silva (2009), Lovaglio (2011), Sousa *et al.* (2014), na produção de biosurfactante ramnolipídeo por *Pseudomona aeruginosa* entre outros.

#### **4. PRODUÇÃO DO METABÓLITO DE INTERESSE INDUSTRIAL: BIOSURFACTANTE**

Os biosurfactantes são metabólitos sintetizados por bactérias, leveduras e fungos filamentosos e apresentam atividade superficial. São compostos por porção hidrofóbica, normalmente cadeias de hidrocarbonetos de um ou mais ácidos graxos, saturados ou insaturados, hidroxilados ou ramificados, e uma porção hidrofílica, constituída de carboidratos, amino ácidos, peptídeos cíclicos, fosfatos ou álcoois (MAKKAR; CAMEOTRA, 1998; PORNUNTHORTAWEE *et al.*, 2010).

Essas moléculas anfipáticas possuem propriedades tenso-ativas, permitindo a interação das interfaces entre partes aquosa e não-aquosa em uma solução ou em um sistema complexo, atuando, dessa forma, como emulsionantes ou redutoras de tensão superficial nas interfaces com diferença de polaridade (MARCHANT; BANAT, 2012; BRYAM, 2016).

Devido sua grande variedade estrutural e propriedades, podem ser utilizados em diferentes vertentes da indústria como por exemplo detergência, emulsificação, lubrificação, capacidades espumante e molhante, solubilização e dispersão de fases, ganhando cada vez maior importância comercial. Embora os surfactantes tenham aplicação na agricultura, indústria alimentícia farmacêutica, de higiene, têxtil e de cosméticos, a maior demanda encontra-se para a indústria petrolífera, cujo emprego está na recuperação avançada de petróleo (MEOR – *Microbial Enhanced Oil Recovery*), na remoção e mobilização de resíduos oleosos, limpeza de tanques de estocagem e biorremediação (BANAT *et al.*, 2000; MUKHERJEE *et al.*, 2006; SINGH; VAN HAMME; WARD, 2007; BARROS *et al.*, 2007; CALVO; SILVA-CASTRO; UAD, 2009).

A maior parte dos surfactantes disponíveis no mercado é sintetizada a partir de derivados de petróleo, no entanto, com a crescente demanda por produtos sustentáveis, bem como a implementação de legislações de controle ambiental, a utilização de

surfactantes naturais torna-se cada vez mais emergente (MAIER & SOBERÓN-CHÁVEZ, 2000).

Os surfactantes produzidos biologicamente são menos impactantes ao meio ambiente, pois são biodegradáveis e apresentam menor toxicidade comparados aos de origem química, além disso, podem ser utilizados em uma ampla variação de pH e temperatura, devido a suas propriedades físico-químicas, diferentemente dos sintéticos. Outra grande vantagem, é que esses tensoativos ecologicamente seguros podem ser produzidos utilizando-se procedimentos relativamente simples e substratos baratos como açúcares e óleos, por meio de bioprocessos (SARUBBO *et al.*, 2006; OLIVEIRA *et al.*, 2008; LOVAGLIO *et al.*, 2011; HENKEL *et al.*, 2012; LOVAGLIO *et al.*, 2014).

No intuito de se reduzir ainda mais os custos de produção de biossurfactantes tornando-os mais competitivos economicamente com os surfactantes sintéticos, são crescentes as pesquisas com relação a utilização dos resíduos industriais como substrato de baixo custo, reduzindo a carga de material poluente da indústria e agregando valor a mesma (MANEERAT, 2005; SILVA, 2009; SOUSA, 2011).

Segundo Mukherjee, Das e Sem (2006), além da utilização de resíduos ou matéria-prima de baixo custo como substrato, outras estratégias também podem ser empregadas para redução dos custos de produção, como o desenvolvimento de processos mais eficientes para produção e recuperação do produto, otimização das condições de cultivo e desenvolvimento de mutantes ou linhagens recombinantes para incrementar o rendimento do biossurfactante (CECCATO, 2013).

#### 4.1 CLASSIFICAÇÃO DOS BIOSURFACTANTES

A classificação dos biossurfactantes depende de sua composição química, estrutura e origem microbiana, dentre os principais tipos encontram-se os lipopeptídeos e lipoproteínas, ácidos graxos e fosfolipídios, biossurfactantes poliméricos e glicolipídeos (MAKKAR; CAMEOTRA, 2002; BRYAM; LOVAGLIO; CONTIERO, 2017).

A produção desses compostos tensoativos se dá majoritariamente por bactérias. Segundo Bueno *et al.*, (2010), bactérias das famílias *Pseudomonaceae* e *Bacillaceae* possuem grande eficácia na produção de biossurfactantes com eficiência de remoção de

petróleo e seus derivados poluentes de água, transformando o óleo em biomassa, água, dióxido de carbono e outras substâncias menos agressivas ao meio ambiente.

A seguir apresenta-se uma relação entre as principais classes de biossurfactantes e microrganismos envolvidos em sua produção:

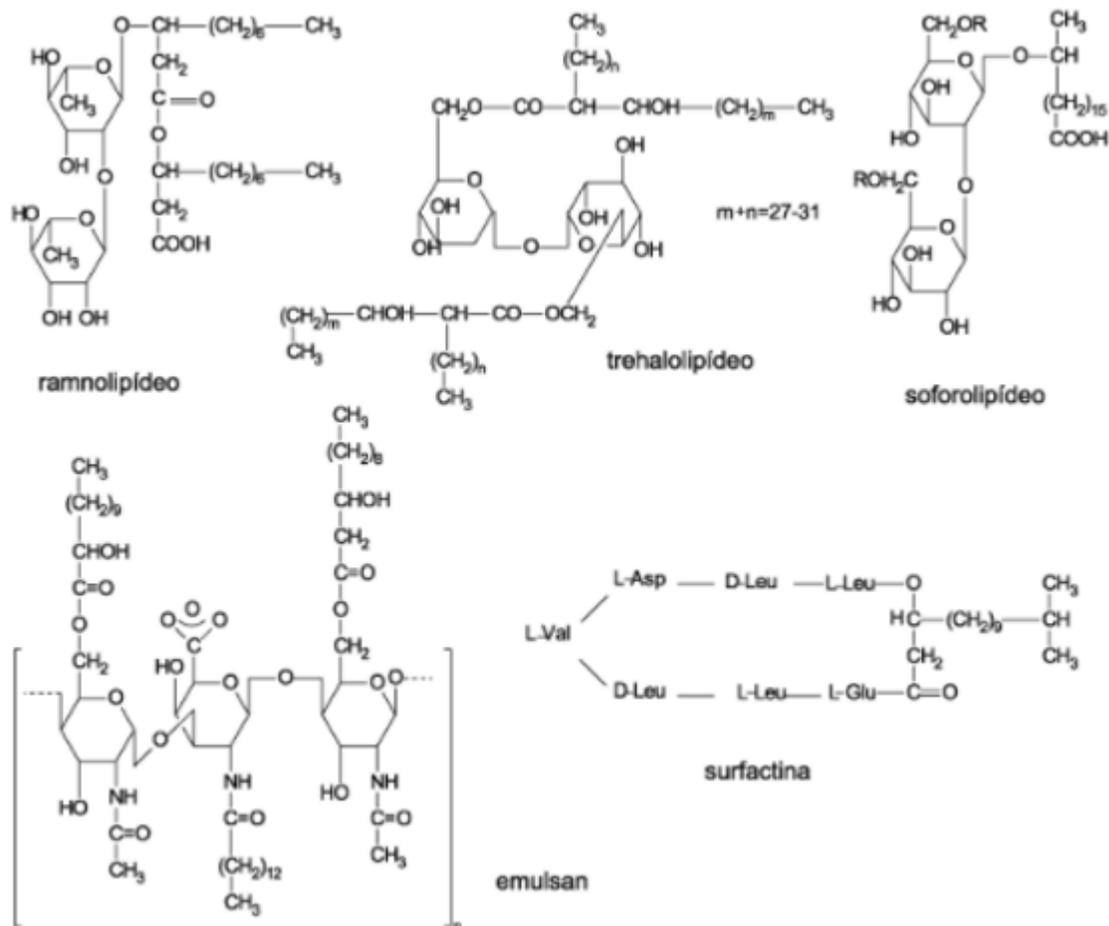
**Figura 5:** Principais tipos de biossurfactantes e microrganismos envolvidos.

<b>Tipo de biossurfactante</b>	<b>Microrganismo</b>
<b>Glicolipídios</b>	
- ramnolipídios	<i>Pseudomonas aeruginosa</i>
- soforolipídios	<i>Torulopsis bombicola</i> e <i>T.apícola</i>
- trehalolipídios	<i>Rhodococcus erythropolis</i> .
<b>Lipopeptídios e lipoproteínas</b>	
- Peptídio-lipídio	<i>Bacillus licheniformis</i>
- Viscosina	<i>Pseudomonas fluorescens</i>
- Serravetina	<i>Serratia marcescens</i>
- Subtilisina	<i>Bacillus subtilis</i>
- Surfactina	<i>Bacillus subtilis</i>
- Gramicidina	<i>Bacillus Brevis</i>
- Polimixina	<i>Bacillus polymyxa</i>
<b>Ácidos graxos, lipídios neutros e fosfolipídios</b>	
- Ácidos graxos	<i>Corynebacterium lepus</i>
- Lipídios neutros	<i>Nocardia erythropolis</i>
- Fosfolipídios	<i>Thiobacillus thiooxidans</i>
<b>Surfactantes poliméricos</b>	
- Emulsan	<i>Acinetobacter calcoaceticus</i>
- Biodispersan	<i>Acinetobacter calcoaceticus</i>
- Liposan	<i>Candida lipolytica</i>

Fonte: NITSCHKE & PASTORE (2002); SOUSA (2011)

A figura abaixo ilustra algumas estruturas químicas dos biossurfactantes:

Figura 6: Estruturas químicas dos biossurfactantes.



Fonte: NITSCHKE & PASTORE (2002)

#### 4.1.1 Ramnolipídeos

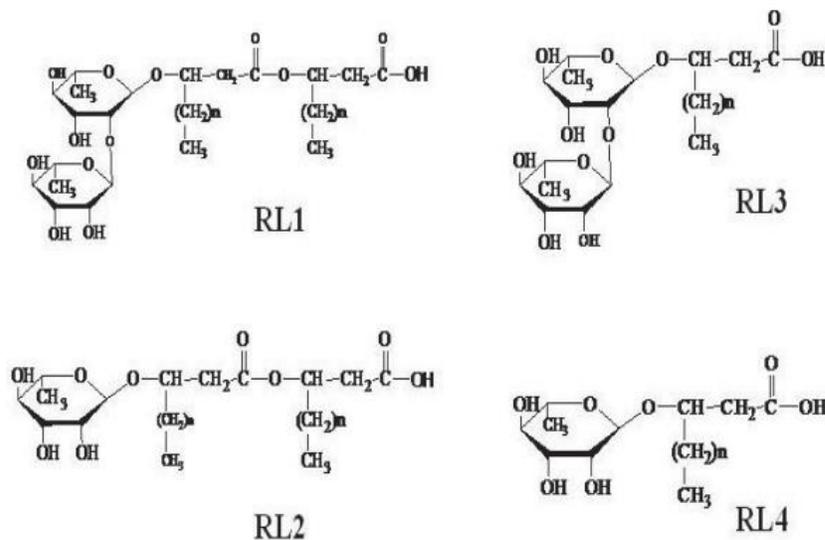
Os glicolipídeos encontram-se entre os biossurfactantes mais estudados, sendo os ramnolipídeos pertencentes a esse grupo e produzidos majoritariamente por bactérias do gênero *Pseudomonas* (HENKEL *et al.*, 2012; BRYAM; LOVAGLIO; CONTIERO, 2017).

A porção hidrofílica desse tensoativo é composta por moléculas ramnose e a parte hidrofóbica é constituída por ácidos 3-hidroialcanóicos (JARVIS *et al.*, 1949; LOVAGLIO, 2011).

Os ramnolipídeos produzidos por *Pseudomonas aeruginosa* apresentam grande potencial de aplicação na indústria de petróleo e vêm sendo amplamente estudados,

especialmente no que tange sua composição, rendimentos, nutrientes utilizados e condições de cultivo. Além disso, apresentam atividade de superfície elevada e altos rendimentos de produção em relação ao tempo de cultivo. São mencionados na literatura como uma mistura de espécies homólogas de RL1 (Rha<sub>2</sub>C<sub>10</sub>C<sub>10</sub>), RL2 (RhaC<sub>10</sub>C<sub>10</sub>), RL3 (Rha<sub>2</sub>C<sub>10</sub>) e RL4 (RhaC<sub>10</sub>) (Figura 7) (GUERRA-SANTOS; KAPPELI; FIECHTER, 1984; ROBERT *et al.*, 1989; LANG e WAGNER, 1993; MULLIGAN, 2005; MONTEIRO *et al.*, 2007, ABDEL-MAWGOUD *et al.*, 2011).

**Figura 7:** Estrutura química dos quatro principais homólogos dos ramnolipídeos.



Fonte: LOVAGLIO (2011)

Como evidenciado na figura acima, o homólogo RL1 é constituído por duas moléculas de ramnose ligadas à duas moléculas de ácido graxo, o RL2 é composto por uma molécula de ramnose ligada à duas moléculas de ácido graxo, já o RL3 é representado por duas moléculas de ramnose ligadas à um ácido graxo, e por fim, o RL4 possui uma molécula de ramnose ligada à um ácido graxo (LOVAGLIO, 2011).

## 5. REATOR DE LEITO FLUIDIZADO (*FLUIDIZED BED BIOREACTOR* - FBBR)

O reator FBBR desenvolveu-se a partir dos anos 70, visando sanar problemas relacionados aos tratamentos de leito fixo como por exemplo a colmatação gerada pelo

acúmulo de materiais sólidos nos interstícios, retendo maior quantidade de biomassa (JEWELL et al., 1981).

Em seminário realizado em Manchester na Inglaterra, no ano de 1981, constatou-se o reator de leito fluidificado como um avanço significativo no tratamento de efluentes nunca antes visto, desde a década de 30, embora não houvesse, até então, nenhum reator com essas características atuando em escala real (PEREIRA et al., 2000).

Na década de 90, apenas 65 reatores FBBR encontravam-se em operação em escala real, na América do Norte e Europa, no entanto, segundo Sutton & Mishra (1991), o emprego amplo dessa tecnologia foi retardado pelo desenvolvimento lento de sistemas comerciais atraentes economicamente e entraves no desenvolvimento para grandes escalas, dado pelas dificuldades em manter-se um fluxo uniforme dentro do leito, bem como, garantir-se a transferência e controle do oxigênio, além da remoção do excesso de biofilme no meio suporte. A conclusão dos autores na década de 90 foi que se os problemas relacionados ao aumento de escala pudessem ser solucionados economicamente, a tecnologia de reatores FBBR poderia ser amplamente empregada para diversas aplicações, especialmente na indústria, o que foi evidenciado nas décadas seguintes com o desenvolvimento tecnológico e aumento significativo do emprego de reatores desse gênero.

Nos anos 2000, encontravam-se em operação na cidade de Nova York (EUA), algumas unidades piloto de reatores de leito fluidizado para tratamento de esgotos domésticos, na América do Norte, contava-se com cerca de uma dezena dessas estações de tratamento, na França, haviam 15 unidades e na Suécia, 4 reatores. No Japão, por sua vez, operavam por volta de 40 unidades, empregadas, majoritariamente, para o tratamento de despejos industriais (GONÇALVES et al., 2001).

Já no Brasil, embora tenha-se alavancado as pesquisas com reatores dessa conformidade, em escalas de bancada e piloto, nas últimas décadas, o emprego de reatores de leito fluidizado em escala real ainda é pouco expressivo. No âmbito industrial, cita-se como exemplo, uma unidade instalada pela empresa FIAT para tratamento de efluente industrial e reutilização da água residuária da indústria, situada no município de Betim (MG), de dimensões 8 metros altura e 35 m<sup>2</sup> de seção transversal, tendo areia como material suporte (MARTINS, 2003).

Outros exemplos da aplicação desses reatores em escala piloto e plena no Brasil estão sendo desenvolvidos nas universidades, cita-se a Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira (SP), FEIS-UNESP, com duas unidades instaladas para tratamento de esgotos domésticos, de dimensões 6 e 12 m de altura e diâmetros externo e interno de 0,25 m e 0,20 m, respectivamente. A Escola de Engenharia de São Carlos (EES/USP) também vêm desenvolvendo diversos estudos focados na aplicação de reatores de leito expandido/fluidizado, desde a concepção, controle, monitoramento entre outros aspectos, têm-se como exemplos o trabalho desenvolvido por Pereira (2000), monitorando o tratamento de esgoto sanitário em reator anaeróbico de leito expandido de 31,3 m<sup>3</sup> de volume (14,9 m de altura e 1,5 m de diâmetro) e a pesquisa conduzida por Mendonça (2004) tratando esgoto sanitário em reator anaeróbico/aeróbico de leito expandido de escala plena (159 m<sup>3</sup>) (GEBARA *et al.*, 2002; SILVA, 2009).

Também cita-se o Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos (LABEFLU), do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC), como evidenciado nos trabalhos de Barbosa (2004); Bortolotto (2004) e Campos (2006). Barbosa (2004) estudou o desempenho de reator de 12 L de capacidade no tratamento de esgoto sanitário misturado com esgoto de restaurante, utilizando PET reciclado como material suporte, já Bortolotto (2004), utilizou o mesmo reator para o tratamento de esgoto sanitário empregando o PVC reciclado como material suporte e por fim, em estudo desenvolvido por Campos (2006), analisou-se o tratamento de esgoto sanitário em reator de aproximadamente 133 L (DA COSTA *et al.*, 2011).

Reatores dessa configuração baseiam-se no fenômeno denominado fluidização, processo pelo qual ocorre a movimentação de partículas sólidas por meio da ação de um fluido (gás ou líquido). Dessa forma, o fluxo de fluido ascendente em um leito de partículas deve desenvolver uma velocidade suficiente para a elevação das partículas sólidas sem, no entanto, arrastá-las, deixando-as em semi-suspensão. O leito então, assume o comportamento do fluido, justificando o surgimento do termo “leito fluidizado” (BOJORGE, 2009).

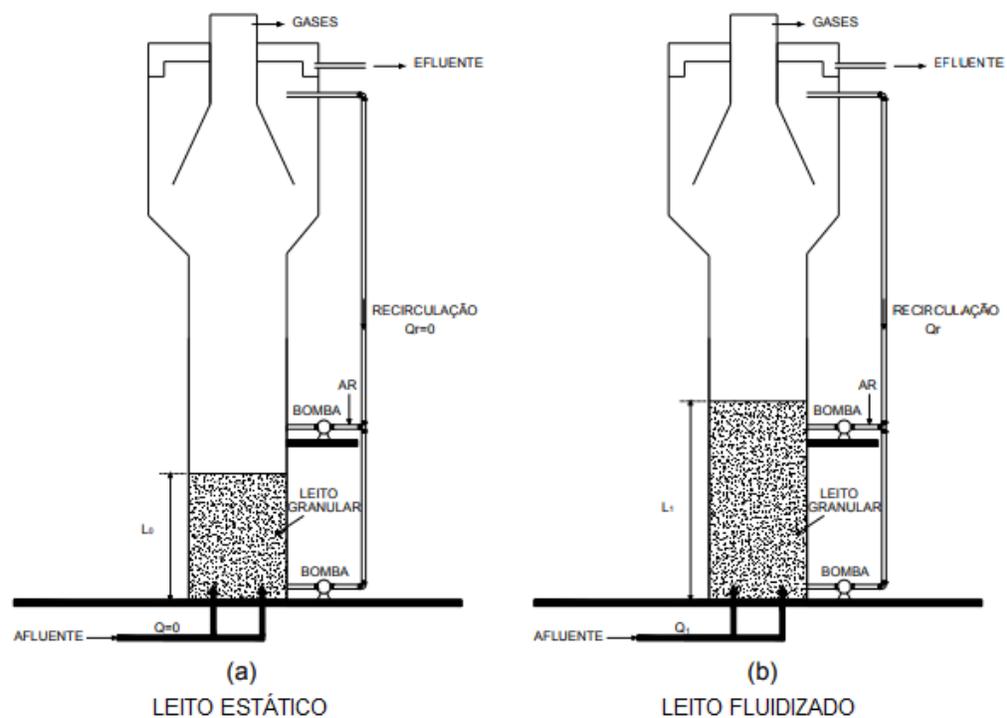
Devido à constante evolução das configurações dos reatores de leito móvel e o desencontro de autores em diversas áreas do conhecimento, as denominações desse tipo de reator ainda não são unânimes na literatura técnica, sendo que no Brasil, na área

da engenharia sanitária e ambiental, os termos fluidificação e fluidização são mais comumente utilizados, enquanto que nas áreas de química e dos materiais, o termo fluidização aparece com maior frequência (PEREIRA et al., 2000).

A eficiência desse reator, assim como o controle operacional e a formação do consórcio de microrganismos que realizarão a degradação, dependem da movimentação das partículas aderidas ao suporte dentro do reator. Dessa forma, a velocidade ascensional desenvolvida deve ser suficiente para promover a fluidificação das partículas e, concomitantemente, não deve promover a desagregação do biofilme (SILVA, 2009).

A figura abaixo trata-se de um esquema representativo de um reator de leito fluidizado aeróbico:

**Figura 8:** Mudanças durante a operação do reator com partículas em suspensão.



**Fonte:** Adaptado de Silva (2009).

Observa-se na figura acima, que no instante (a), com o reator não operando e vazão inicial  $Q=0$ , a velocidade ascensional é nula e o leito encontra-se estático, sendo  $L_0$  a altura inicial da região de reação, ou seja, o local que ocupado pelo leito onde se dará a degradação do substrato, configurando um comportamento de leito fixo. Ao iniciar-

se a alimentação do reator com vazão inicial baixa, ocorre pequena movimentação do leito e acomodação das partículas, havendo somente a percolação das mesmas sem, no entanto, ascendê-las, descrevendo-se uma expansão do leito (leito expandido). Com o aumento da vazão de alimentação para  $Q_1$ , como averiguado no instante (b), ocorre também um aumento na velocidade ascensional, de forma a elevar a altura da região de reação para  $L_1$ . A força de arraste e empuxo, nesse momento, se igualam ao peso da partícula, caracterizando a fluidificação do leito (SILVA, 2009).

De acordo com Gonçalves *et al.*, (2001), o reator FBBR em seu estado pseudo-estacionário inicial possui leito bifásico (sólido e líquido), conforme inicia-se a operação do reator, seja pela introdução de ar (reator aeróbico) ou pela formação de biogás (reator anaeróbico), caracteriza-se um sistema trifásico (sólido, líquido e gasoso). Sendo assim, a fase sólida é constituída pelo material inerte ou granular que permite a fixação da biomassa e retenção de sólidos suspensos, a fase líquida trata-se do local em que o material sólido está imerso e é renovada continuamente pela alimentação do efluente e, por fim, a fase gasosa é criada por meio da introdução de ar no reator ou geração interna de biogás.

No reator FBBR trifásico, a transferência líquido/biofilme é otimizada em função da injeção simultânea de gás e líquido no reator, possibilitando o controle da espessura do biofilme devido à alta força de cisalhamento e minimizando também, problemas relacionados a limitação da altura útil do reator para transferência de oxigênio e crescente perda de carga que resulta na estratificação do leito (RITTMANN & MCCARTY, 2001; DA COSTA *et al.*, 2011)

As potencialidades desse tipo de reator são muitas, bem como suas aplicações, apresentando vantagens como o alto grau de mistura, potencial aplicação em grandes escalas, utilização de partículas maiores, de até 10 mm, possibilidade de manutenção de grandes quantidades de alimentação e de sólidos, bom controle de temperatura, grandes velocidades de reação e favorecimento do transporte de energia. Pode-se citar ainda, a grande eficiência da conversão de substratos orgânicos biodegradáveis, isso em função da alta concentração de biomassa ativa aderida ao material suporte e da espessura delgada do biofilme, o que propicia a difusão do substrato (SILVA, 2009; MIRANDA, 2014).

Com relação especificamente ao crescimento da biomassa, Sutton & Mishra (1994), verificaram que, os reatores fluidificados com carvão ativado apresentaram concentrações de biomassa de 5 a 10 vezes maiores do que de biorreatores tradicionais, como tanques de aeração de sistemas de lodos ativados.

Ao realizar-se a comparação do reator de leito fluidificado com outros biorreatores, evidencia-se as vantagens da utilização desse tipo de reator. Em reatores de leito fixo, por exemplo, um dos grandes entraves é justamente o crescimento exorbitante da biomassa em função da quantidade de matéria degradada, o que pode ocasionar o entupimento do leito, fenômeno não observado em reatores de leito fluidizado (JEWEELE et al., 1981).

Já sobre as velocidades ascensionais, em reatores como UASB, cujos grânulos não possuem densidade elevada, o aumento da velocidade ascensional das partículas, como forma de otimizar o acesso do substrato aos microrganismos, pode implicar no arraste dos grânulos no efluente do reator. Porém, umas das desvantagens do reator de leito fluidizado é que o controle da velocidade demanda gasto energético, implicando em maiores custos de construção e manutenção (PEREIRA et al., 2000; RODRIGUES, 2019).

É crescente o interesse de pesquisadores, indústrias e empresas de saneamento, evidenciado pelo aumento no número de publicações quanto materiais alternativos para meio de suporte (partículas sólidas), bem como trabalhos experimentais com relação ao funcionamento desse reator. No entanto, faz-se necessário o desenvolvimento de mais pesquisas no intuito de averiguar as potencialidades e aplicabilidades desse tipo de reator para o tratamento de resíduos, além de suas aplicações em escala industrial (PEREIRA et al., 2000).

## 5.1 ASPECTOS POSITIVOS E NEGATIVOS

Pode-se citar como aspectos positivos do reator de leito expandido/fluidificado:

- Grande concentração de biomassa ativa aderida, possibilitando alta conversão de substratos orgânicos biodegradáveis, aumentando a eficiência do reator e, conseqüentemente, diminuindo o tempo de retenção hidráulica (METCALF & EDDY, 1991);

- Para uma mesma vazão de águas residuárias, comparado a outros reatores, menor área/volume é necessário para o tratamento do efluente, resultando em menores custos de implantação (PEREIRA *et al.*, 2000);
- Difusão do substrato é facilitada em função da menor espessura do biofilme (PEREIRA *et al.*, 2000);
- Problemas de colmatção são evitados devido a movimentação do leito suporte (PEREIRA *et al.*, 2000);
- Biopartícula (material suporte + biofilme) possui grande área específica, propiciando boas condições de transferência de massa (PEREIRA *et al.*, 2000);
- Facilidade na introdução de material novo no leito, bem como na remoção de sólidos gerados (lodo) (PEREIRA *et al.*, 2000);
- O alto grau de mistura dos sólidos possibilita condições isotérmicas, conferindo resposta lenta à mudanças bruscas nas condições de operação (GEBARA, 2006);
- Fácil escoamento em dutos, pois os sólidos se comportam como fluido (CORTEZ, 2002).

Já como aspectos negativos são ressaltados:

- Embora a potencial utilização em larga escala, ainda existem poucos reatores operando em escala real (GEBARA, 2006; PEREIRA *et al.*, 2000);
- A expansão do leito e controle da velocidade requerem maior gasto energético, comparado a tipos mais simples de reatores anaeróbicos, implicando em maiores custos de construção e manutenção (DROSTE, 1997; RODRIGUES, 2019);
- Definir-se a velocidade de fluidização ideal, tempo de residência médio, garantir o controle e uniformidade do processo são grandes entraves (CORTEZ, 2002; GEBARA, 2006);
- Difícil manter um gradiente axial de temperatura e concentração, impossibilitando o favorecimento de uma reação específica, no caso de reações múltiplas (CORTEZ, 2002);

- Erosão do equipamento devido ao impacto de sólidos (CORTEZ, 2002);
- Devido à expansão do leito, necessita-se de equipamento maior comparado ao leito estático (CORTEZ, 2002).

## 5.2 MATERIAL SUPORTE

No reator de leito fluidizado, o desenvolvimento dos microrganismos se dá aderido à partículas inertes, também chamadas de material suporte (com tamanho de 0,2 e 2,0 mm, normalmente), que permaneceram suspensas devido ao movimento ascendente do fluido (massa líquida). O material suporte, dentre outras características, deve possuir pequena dimensão, superfície adequada para a aderência dos microrganismos, facilidade de obtenção, economicamente viável, densidade superior à da água, resistência a abrasão e não tóxico (PEREIRA et al., 2000).

Embora a utilização de areia e de carvão ativado como material suporte de reatores FBBR tem sido mais comum, uma vez que a areia trata-se de um meio suporte de baixo custo, maior densidade, possibilitando o emprego de grânulos menores e de maior área específica, além de excelentes propriedades de fluidização e o carvão ativado oferece adsorção de certos compostos, representando um segundo mecanismo de remoção química, além de alta porosidade. As diversas possibilidades de emprego de diferentes tipos de material suporte têm despertado o interesse de pesquisadores, bem como de indústrias, que buscam o desenvolvimento tecnológico de materiais alternativos como por exemplo: polietileno (PE), poliestireno (PS), polipropileno (PP), polivinil clorado (PVC), poli tereftalato de etila (PET), poliuretano (PU), terra diatomácea, pneu ou borracha triturado, entre outros, objetivando a viabilidade econômica do meio suporte, bem como a utilização de resíduos de outros processos produtivos (EDWARDS; HEITKAMP, 1992; PEREIRA et al., 2000).

Nesse contexto, o emprego da borracha triturada como material suporte vem destacando-se, tanto pela possibilidade de reaproveitamento de resíduos e redução da pressão sobre os aterros sanitários, quanto devido aos benefícios de suas propriedades físicas, relacionados a rugosidade, porosidade, densidade, entre outros fatores. De acordo com Grohman (1972) e Oliver (1981), a trituração e moagem da borracha, a temperatura ambiente, confere áreas superficiais relativamente grandes e de aspecto

esponjoso (Figura 9), condições consideradas favoráveis para a fixação de microrganismos e formação do biofilme, além de ser considerado um resíduo e, portanto, economicamente viável comparado a outros meios suporte como o Carvão Ativado Granular (CAG), por exemplo (BARROS, 2012).

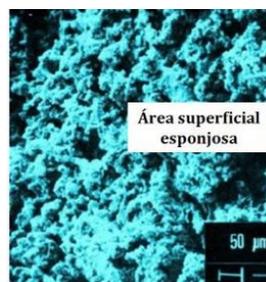
Pesquisadores como Marques (2003), Barros (2012), Silva (2015) e Macário (2016), empregaram a borracha triturada como meio de suporte em reatores FBBR, obtendo excelentes resultados com relação a fixação de microrganismos e formação de biofilme.

**Figura 9:** Partículas de pneu triturado para imobilização da biomassa



Fonte: Barros (2012).

**Figura 10:** Micrografia eletrônica da borracha triturada a temperatura ambiente.



Fonte: Oliver (1981).

Outros materiais suporte também vêm sendo amplamente pesquisados para serem empregados em reatores desse gênero, pode-se citar: areia empregada por pesquisadores como Cooper e Atkinson (1981), Campos (1989), Hamada (1992), Cuba

Terán (1995) e Araújo (1995), carvão antracitoso utilizado por Hosaka *et al.*, (1991), carvão ativado granular (CAG) estudado por Sutton e Mishra (1994) e Pereira *et al.*, (1997), quitina por Tavares (1992), materiais poliméricos por Bergamasco (1996), Hein de Campos (2001), Souza *et al.*, (2002) (MARTINS, 2003; GEBARA, 2006).

Como observado, materiais granulares de origem mineral, como carvão, areia, argila calcinada, xisto expandido, pozolana, entre outros predominaram as primeiras experiências com biorreatores durante a década de 80, enquanto que materiais alternativos (sintéticos) como o PVC, PS, PU e PP, com peso específico variando entre 0,03 e 0,90 g/cm<sup>3</sup>, vêm se destacando desde o início da década de 90 (DA COSTA *et al.*, 2011; MARTINS, 2003).

Outros pesquisadores como Lertpocasombut *et al.*, (1988), Costa; Sales; Bassani (S.D.), Wolff, (1997), Grando-Alves (2000), objetivando sanar os problemas da utilização de partículas de alta densidade (argila, areia, etc.), que requerem maiores velocidades de fluidização e, conseqüentemente, operação do reator mais onerosa, analisaram o emprego de partículas de baixa densidade, tais quais partículas de polímeros, anteriormente submetidas a tratamento químico com o intuito de melhorar suas características de superfície (porosidade e carga elétrica), essas partículas são denominadas Suporte Otimizado para Crescimento Biológico (*Optimized Support for Biological Growth - OSBG*). Dessa forma, garante-se grande área superficial para a colonização microbiana e densidade da biopartícula praticamente constante conforme o crescimento do biofilme, assegurando a distribuição homogênea das partículas no leito fluidizado (BARTHEL, 1998).

Embora haja uma gama de materiais suportes, há um consenso entre os pesquisadores quanto a uma faixa de tamanho de partícula não muito ampla, situando-se entre 0,1 e 3,0 mm, segundo autores como Nicolella *et al.*, 2000a, Mendonça, 2004 e Stronach *et al.*, 1986. Uma vez que, quanto maior é o diâmetro da partícula, maior velocidade ascensional será necessária para obter-se a expansão ideal e, conseqüentemente, maior o consumo de energia elétrica (GEBARA, 2006).

Outro fator levado em consideração é a superfície específica do material suporte, que refere-se a área exposta pela unidade de peso (m<sup>2</sup>/g), e desenvolve uma relação

inversamente proporcional com o tamanho da partícula, ou seja, quanto menor a partícula, maior será a superfície específica (GROHMANN, 1972).

Dessa forma, devido à pequena dimensão do material suporte, há uma grande superfície específica para a fixação dos microrganismos, e associado com a densidade, que é maior que a dos consórcios microbianos aderidos, possibilita-se que maiores velocidades possam ser empregadas sem ocorrer, no entanto, seu arraste (PEREIRA et al., 2000).

### 5.2.1 Caracterização do Material Suporte

Ao caracterizar-se o material suporte constituinte do leito do reator, segundo Gebara (2006), faz-se necessário determinar o tamanho dos sólidos, o volume de vazios, bem como o volume da superfície total das partículas. Para tal, convêm-se representar o leito real como sendo constituído de esferas iguais de diâmetro efetivo ( $d_{eff}$ ), assim a porosidade da partícula ( $\epsilon_p$ ) será dada pela seguinte equação:

$$\epsilon_p = \frac{\text{Volume de vazios}}{\text{Volume total}} \quad \text{Eq. 1}$$

Onde:  $\epsilon_p$  = porosidade da partícula; Volume de vazios ( $m^3$ ); e Volume total ( $m^3$ ).

Para a determinação de  $d_{eff}$ , utiliza-se do diâmetro esférico equivalente ( $d_{sph}$ ), dado pelo diâmetro da esfera de volume igual ao da partícula, bem como de um coeficiente de irregularidade da forma da partícula, representado pela esfericidade ( $\varphi$ ), como explicitado na equação que segue:

$$\varphi = \frac{\text{Superfície da esfera de mesmo volume}}{\text{Superfície da partícula}} \quad \text{Eq. 2}$$

Sendo:  $\varphi$  = esfericidade da partícula; Superfície da esfera de mesmo volume ( $m^2$ ); e Superfície da partícula ( $m^2$ ).

Têm-se que  $\varphi=1$  para esferas e  $\varphi<1$  para quaisquer outras partículas sólidas. Dessa forma o  $d_{eff}$  será dado por:

$$d_{eff} = \varphi \cdot d_{sph} \quad \text{Eq. 3}$$

Onde:  $d_{\text{eff}}$  = diâmetro efetivo (m);  $d_{\text{sph}}$  = diâmetro esférico equivalente (m); e  $\varphi$  = esfericidade da partícula.

Já para a área de contato entre a partícula e o fluido, deve-se definir as superfícies específicas da partícula ( $a'$ ) e do leito ( $a$ ), calculados da seguinte forma:

$$a' = \frac{\textit{Superfície da partícula}}{\textit{Volume da partícula}} \quad \text{Eq. 4}$$

Sendo:  $a'$  = superfície específica da partícula ( $\text{m}^{-1}$ ); Superfície da partícula ( $\text{m}^2$ ); e Volume da partícula ( $\text{m}^3$ ).

$$a = \frac{\textit{Superfície da partícula}}{\textit{Volume total das partículas}} \quad \text{Eq. 5}$$

Sendo:  $a$  = superfície específica do leito ( $\text{m}^{-1}$ ); Superfície da partícula ( $\text{m}^2$ ); e Volume total das partículas ( $\text{m}^3$ ).

$$a = \frac{6(1 - \varepsilon_p)}{\varphi \cdot d_{\text{sph}}} \quad \text{Eq. 6}$$

A esfericidade da partícula também pode ser calculada da seguinte forma, segundo Santos; Walesiuk; D'Amelio (2019):

$$\varphi = \frac{1}{d_p} \cdot \left( \frac{6}{\pi} \cdot V_p \right)^{\frac{1}{3}} \quad \text{Eq. 7}$$

Sendo:  $\varphi$  é a esfericidade da partícula;  $d_p$  é o diâmetro médio da partícula (m); e  $V_p$  é o volume da partícula ( $\text{m}^3$ ).

O volume da partícula ( $V_p$ ), partindo-se do volume da esfera, pode ser calculado da seguinte forma:

$$V_p = \frac{\pi \cdot d_p^3}{6} \quad \text{Eq. 8}$$

Onde:  $d_p$  é o diâmetro médio da partícula (m); e  $V_p$  é o volume da partícula ( $\text{m}^3$ ).

Abaixo é apresentada uma figura com as esfericidades para determinados formatos de partículas:

**Figura 11:** Esfericidade para determinados formatos de partículas.

Sphericity of Particles	
Form of the Particle	Sphericity
Sphere	1
Cube	0.81
Cylinders	
$h = d$	0.87
$h = 5d$	0.70
$h = 10d$	0.58
Discs	
$h = d/3$	0.76
$h = d/6$	0.60
$h = d/10$	0.47

**Fonte:** Ortega; Buller (2012).

Segundo Cardoso (1988), em reatores de leito fluidizado, a diferença de densidade entre o sólido e o fluido trata-se de um fator importante, pois quanto maior a diferença entre as densidades, maiores velocidades de fluidização devem ser empregadas, sem exceder a velocidade terminal das partículas, podendo-se comprometer a qualidade da fluidização.

Porém, a eficiência desse tipo de reator é regida não somente pela movimentação das partículas aderidas ao suporte, mas também pela formação de biofilme constituído por consórcios de microrganismos, evidenciando a importância do estudo da comunidade microbiana que será empregada no reator e de seu desenvolvimento (SILVA, 2009).

### 5.3 METABOLISMO ANAERÓBIO E AERÓBIO

O tratamento de resíduos se dará por meio da atividade biológica dos microrganismos dentro do reator, utilizando os compostos presentes (resíduos e contaminantes) como fontes de energia e, por meio das rotas metabólicas e em condições favoráveis, promovendo a biodegradação desses compostos e transformação em coprodutos. Para tal, é necessário o emprego de uma variedade de comunidades complexas de microrganismos, até mesmo de consórcios microbianos, variando com as características do resíduo, bem como nas peculiaridades metabólicas do microrganismo (anaeróbicos ou aeróbicos) (GORGOZINHO, 2010).

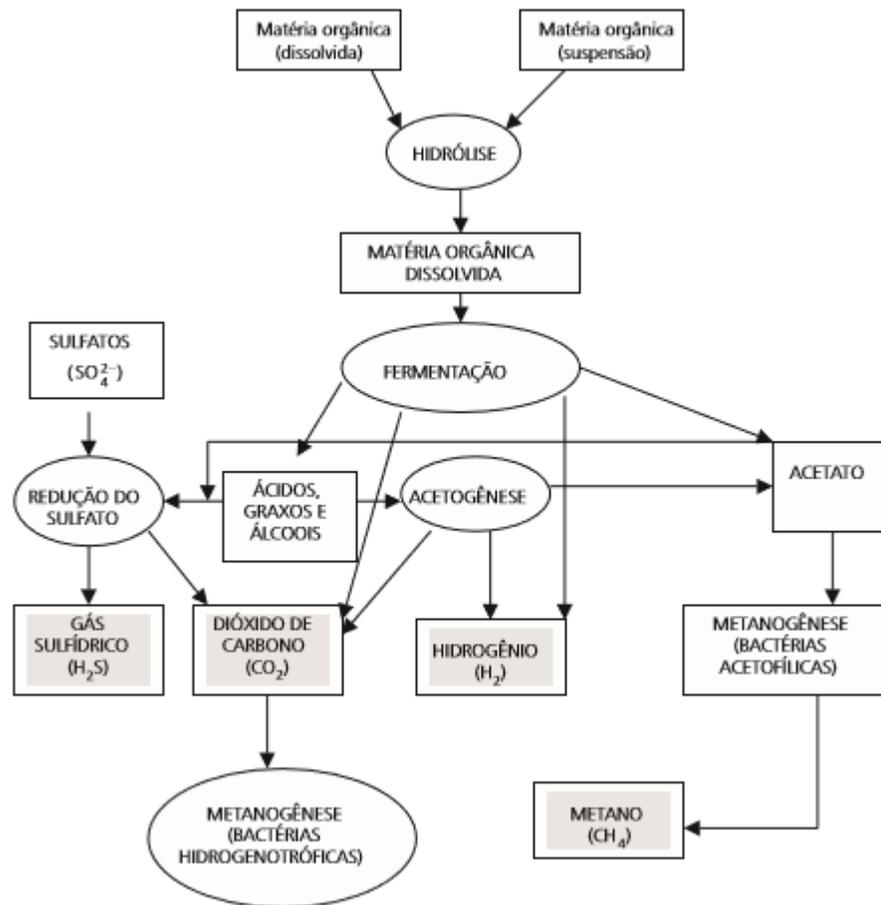
O metabolismo celular abrange todas as atividades químicas, realizadas por uma célula, para produção e utilização de energia, sendo que o consumo de nutrientes fornecerá energia e matérias primas necessárias para síntese de massa molecular e para as reações biossintéticas de crescimento, além de atuarem como aceptores de elétrons em reações de oxirredução. Dessa forma, quando uma quantidade de células é adicionada a uma solução líquida de nutrientes essenciais, somado a condições favoráveis de pH e temperatura, as mesmas absorverão os nutrientes e crescerão, gerando produtos de seu metabolismo, os quais são lançados no meio líquido (ZAIAT, 2003).

Em ambientes onde o oxigênio não está presente, os microrganismos utilizam dos compostos orgânicos ou ainda íons inorgânicos como aceptores finais de elétrons. Dessa forma a biodegradação anaeróbica pode ocorrer por desnitrificação, redução de ferro, redução de sulfato, metanogênese, entre outras (CORDAZZO, 2000).

Dentre os aceptores de elétrons pode-se citar o íon Nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ), íon sulfato ( $\text{SO}_4^{2-}$ ), dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) ou fumarato, se o substrato oxidado for uma proteína caracteriza-se também a formação de amônia ( $\text{NH}_3$ ) (MOREIRA, 2013).

O esquema representativo a seguir mostra, de forma simplificada, as etapas de degradação em um ambiente anaeróbio:

**Figura 12:** Etapas de degradação em ambientes anaeróbicos.



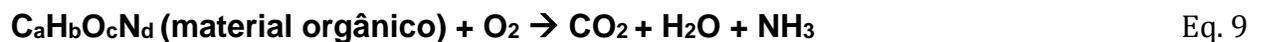
**Fonte:** Campos e Pereira (2000).

Já em ambientes aeróbicos, os microrganismos realizam a degradação de compostos orgânicos mediante a processos oxidativos, atuando o oxigênio, como aceptor final de elétrons, caracterizando a respiração aeróbica heterotrófica (CORDAZZO, 2000).

A respiração aeróbica trata-se de um conjunto de vias catabólicas que propiciam a obtenção de energia por meio da oxidação de uma molécula orgânica, tendo como aceptor final de elétrons uma molécula inorgânica externa (oxigênio), sendo a glicose o substrato mais comum. Embora, o metabolismo anaeróbico partilhe das primeiras reações da glicólise, o metabolismo aeróbico continua a degradação do ácido pirúvico por meio do Ciclo de Krebs e fosforilação oxidativa, obtendo-se moléculas mais simples como água e dióxido de carbono (MOREIRA, 2013).

De acordo com Nelson; Nakhla; Zhu, (2017), no tratamento de águas residuárias são empregados quatro processos principais que possibilitam a remoção da maior parte do carbono, nitrogênio e fósforo do efluente, são eles: oxidação orgânica aeróbica, nitrificação, desnitrificação e remoção biológica de fósforo, realizados por variadas comunidades microbianas que exigem diferentes condições ambientais e substratos. Com relação ao tipo de substrato, pode-se citar duas principais classes de bactérias envolvidas no processo de degradação, categorizadas de acordo com o tipo de carbono que consomem para seu desenvolvimento celular, as bactérias heterotróficas que consomem carbono orgânico e as bactérias autotróficas que utilizam carbono inorgânico como fonte de energia. Já com relação as condições ambientais, descreve-se a aeróbica (presença de oxigênio), anóxica (presença de nitratos, pouco ou nenhum oxigênio) e anaeróbicas (sem oxigênio ou nitratos).

Na oxidação orgânica aeróbica, as bactérias heterotróficas realizam a oxidação do material orgânico para obtenção de energia e realização de seus processos metabólicos, essa fase do tratamento também é conhecida como remoção de matéria orgânica carbonácea em condições aeróbicas. A reação básica pode ser descrita da seguinte forma:



Como observado na equação 9, o material orgânico, como por exemplo  $C_5H_7O_3N$ , é transformado em dióxido de carbono, água ( $H_2O$ ) e amônia, utilizando o oxigênio ( $O_2$ ) como agente oxidante.

Na nitrificação, as bactérias autotróficas utilizam a amônia como doador de elétrons para converter o carbono inorgânico em compostos orgânicos. Trata-se de uma reação de oxi-redução, onde ocorre a oxidação da amônia para a formação de nitritos ( $NO_2^-$ ) e posteriormente oxidação dos nitritos para formar nitratos ( $NO_3^-$ ). Antes desse processo, deve-se atentar para a remoção da maioria dos compostos orgânicos biodegradáveis. Caso contrário, as bactérias heterotróficas se desenvolverão em detrimento das bactérias nitrificadoras.

A reação observada é a seguinte:



Na reação descrita na equação 10, observa-se a amônia sendo utilizada como doadora de elétrons para reduzir o carbono inorgânico ( $\text{HCO}_3^-$  e  $\text{CO}_2$ ) em carbono orgânico. Já na reação observada na equação 11, descreve-se a oxidação geral da amônia para formação de nitratos.

Com relação a desnitrificação, determinadas bactérias possuem uma enzima denominada nitrato redutase em sua cadeia de transporte de elétrons, possibilitando a utilização do nitrato como acceptor de elétrons. Dessa forma, por meio de uma série de reações, os nitratos são reduzidos à nitrogênio diatômico ( $\text{N}_2$ ), que, em função de sua baixa solubilidade, borbulha na água. Esse processo só é possível em concentrações baixas de oxigênio e nitrato (condições anóxicas), uma vez que em concentrações mais altas desses compostos a enzima é inibida.

Esse processo é descrito a seguir:



A reação (12) assemelha-se a reação (9), ocorrendo a oxidação do material orgânico e produção de dióxido de carbono, água e amônia, porém, o nitrato agora substituiu o oxigênio como acceptor de elétrons, sendo reduzido à nitrogênio diatômico, deixando o sistema na forma de gás nitrogênio.

Além da remoção de fósforo por síntese de biomassa, a remoção biológica aprimorada de fósforo (Enhanced Biological Phosphorus Removal - EBPR) é empregada na presença de altas concentrações de fósforo. Descreve-se em duas etapas e é realizada por bactérias denominadas de Organismos de Acumulação de Polifosfatos (OAPs), que são capazes de armazenar fosfatos na forma de grânulos de polifosfatos. Essa forma de armazenamento de energia substitui a adenosina trifosfato quando as vias metabólicas aeróbicas não são possíveis, ou seja, na ausência de oxigênio. Na primeira etapa, anaeróbica, os OAPs utilizam o fosfato armazenado para absorver e armazenar material orgânico como por exemplo, acetato e ácidos graxos curtos e, concomitantemente, liberam fosfatos na água. Na segunda etapa, aeróbica, os OAPs

utilizam os ácidos graxos, armazenados na primeira etapa, como fonte de energia e absorvem os fosfatos na água, armazenando-os na forma de polifosfatos.

### 5.3.1 Fatores limitantes à biodegradação

De acordo com De Almeida Lima *et al.*, (2001), os fenômenos biológicos compreendem duas atividades interdependentes: a síntese de compostos orgânicos e a biodegradação desses compostos. Dessa forma, para que haja a decomposição de determinado resíduo por meio da atividade microbiana, é necessário que esse resíduo sirva de alimento para dado microrganismo e que o mesmo possua as enzimas necessárias para a decomposição desse composto, ou seja, são suscetíveis ao tratamento biológico resíduos considerados biodegradáveis.

Dada a infinidade de resíduos de composições variadas dificultando a determinação direta da concentração, a utilização de medidas indiretas como a DBO (Demanda Biológica de Oxigênio), a DQO (Demanda Química de Oxigênio) e COT (Carbono Orgânico Total) é amplamente empregada. Sendo a DBO definida como a quantidade de oxigênio demandada para estabilização biológica da matéria orgânica biodegradável, por unidade de volume de resíduo. A DQO, por sua vez, trata-se da quantidade de oxigênio necessária para oxidação da matéria orgânica por meio de dicromato de potássio, já o COT, representa a concentração total de carbono orgânico da amostra.

Para esgotos domésticos, considerados facilmente biodegradáveis, a relação normalmente descrita é:

$$\frac{DQO}{DBO} = 2$$

Resíduos com essa relação superior a 2 já não são considerados tão biodegradáveis. (DE ALMEIDA LIMA *et al.*, 2001).

Jardim; Canela (2004) descrevem ainda as seguintes relações:

$$\frac{DQO}{DBO} < 2,5 \text{ Fração biodegradável alta}$$

$$5 < \frac{DQO}{DBO} \geq 2,5 \text{ Fração biodegradável intermediária}$$

$$\frac{DQO}{DBO} > 5 \text{ Fração inerte elevada}$$

Apresenta-se a seguir uma relação de DBO e DQO para alguns efluentes:

**Tabela 1:** DBO, DQO e Biodegradabilidade para determinados efluentes.

Efluente	DBO (mg/L)	DQO (mg/L)	Biodegradabilidade	Fonte
Esgoto Doméstico	350	700	2	DE ALMEIDA LIMA <i>et al.</i> , (2001)
Vinhaça de usinas de Álcool (melaço)	42000 – 100000	10000 – 210000	0,3 – 0,6	FREIRE; CORTEZ (2000), RIBAS (2006)
Resíduos de indústrias de fermentação (Levedura residual)	53500	69000	1,29	FARIAS <i>et al.</i> , (2020)
Resíduos de indústria farmacêutica	1000 – 3000	1500 - 7000	2,3	SHIVAPRASAD <i>et al.</i> , (2011)
Resíduos de indústria têxtil	315 ± 120	1050 ± 380	3,33	WOLFF (1997)
Resíduos da indústria de refrigerantes	410 - 3256	820 - 6512	2	WEBER (2006)
Efluente de Cervejarias	1200 - 3600	2000 - 6000	1,67	CHOI (2016); RAO <i>et al.</i> , (2006)
Resíduos de fábricas de papel e celulose	120 - 1918	420 - 5130	2,67	ALBUQUERQUE (2019)
Resíduos de indústria de laticínios	450 - 4790	500 - 6000	1,25	Environment Agency of England and Wales (2000); CETESB (2008); SILVA (2015).

Resíduo da indústria de biodiesel (Glicerol Bruto)	975200	1122800	1,15	ALBUQUERQUE (2014)
--	--------	---------	------	--------------------

Fonte: Adaptado de De Almeida Lima *et al.*, (2001).

Outro fator limitante ao processo de biodegradação trata-se da difusão do substrato no biofilme. De acordo com Marques (2003), para que a metabolização da matéria orgânica advinda dos efluentes ocorra pelos microrganismos presentes no biofilme bacteriano, faz-se necessário, dentre outros fatores, que ocorra a difusão do substrato em regiões de atividade microbiológica do biofilme.

Para compreender esse processo, têm-se que analisar os fenômenos de transporte sob o ponto de vista molecular, sendo o transporte de massa associado com o fenômeno de difusão, regido pela lei de Fick (SCHIFINO, 2013).

O fluxo ( $J$ ) trata-se da quantidade física transportada, por unidade de área perpendicular à direção de transporte e por unidade de tempo, a vazão ( $Q$ ), por sua vez, é a quantidade transportada por unidade de tempo, logo:

$$J = \frac{Q}{A} \quad \text{Eq. 13}$$

Sendo:  $J$  = fluxo (m/s);  $Q$  = vazão (m<sup>3</sup>/s);  $A$  = área da seção perpendicular à direção de transporte (m<sup>2</sup>).

O fluxo, será proporcional, portanto, ao gradiente da propriedade física que será responsável pelo transporte, descrevendo-se a equação geral para os fenômenos de transporte da seguinte forma:

$$J = -D \nabla Y \quad \text{Eq. 14}$$

Onde:  $\nabla Y$  = gradiente da grandeza  $Y$ .

A Eq. 14 indica que o fluxo é proporcional ao gradiente de dada grandeza  $Y$ , responsável pelo transporte. Já o sinal negativo indica que o transporte ocorre no sentido do gradiente negativo, sendo assim, da região de maior potencial para região de menor

potencial, ou seja, da região de maior concentração para a de menor concentração (SCHIFINO, 2013).

Aplicando-se o sistema de coordenadas cartesianas ortogonais, abstrai-se:

$$\nabla = \vec{i} \frac{\partial}{\partial x} + \vec{j} \frac{\partial}{\partial y} + \vec{k} \frac{\partial}{\partial z} \quad \text{Eq. 15}$$

Substituindo Eq.15 em Eq.14 obtêm-se a equação de transporte em coordenadas cartesianas ortogonais:

$$J = -B \left( \vec{i} \frac{\partial}{\partial x} + \vec{j} \frac{\partial}{\partial y} + \vec{k} \frac{\partial}{\partial z} \right) \quad \text{Eq. 16}$$

Agora considerando o transporte monodimensional, supondo o eixo z como eixo de transporte têm-se:

$$J_z = -B \frac{\partial Y}{\partial z} \quad \text{Eq. 17}$$

Portanto, a lei de Fick será descrita pela equação que segue:

$$-J_z = -D \frac{\partial c}{\partial z} \quad \text{Eq. 18}$$

Onde: D = coeficiente de difusão.

### 5.3.2 Biodegradabilidade de Efluentes Industriais tratados em reatores FBBR.

Como evidenciado por diversos pesquisadores como Jeris *et al.* (1977), Sutton & Mishra (1991), Gardener *et al.* (1988), Heijen *et al.* (1990), Hickey *et al.* (1991), Holladay *et al.* (1978), Hosaka *et al.* (1991), entre outros, e evidenciado na forma de tabela resumo no tópico 5.7, a tecnologia de reatores FBBR é altamente eficaz para uma variedade de fluxos de resíduos e águas residuárias, no entanto, diferentemente de resíduos urbanos e industriais mais simples, muitos resíduos advindos de diferentes vertentes de indústria podem apresentar características como: concentrações orgânicas moderadas e altas (DQO até 15.000 à 20.000 mg/L), produtos químicos recalcitrantes, resíduos de estrutura química e composição diversa, compostos que são tóxicos em elevadas concentrações,

compostos de concentrações muito baixas, compostos voláteis, resíduos com alto teor de sal, metais, entre outros, conferindo condições biologicamente desfavoráveis. Demanda-se, portanto, estudos mais aprofundados sobre a empregabilidade da tecnologia FBBR para esses casos específicos, uma vez que dentre outros fatores, a eficiência do tratamento depende da capacidade dos microrganismos ou do consórcio microbiano de biodegradar o substrato ou contaminante (EDWARDS; HEITKAMP, 1992).

Sutton e Mishra (1991), apresentaram uma revisão da utilização de reatores FBBR durante as décadas de 1970 à 1980, e puderam listar cerca de 24 casos de aplicações industriais e municipais envolvendo remoção de amônia de incubação de peixes, desnitrificação de águas residuárias de processamento de combustível nuclear, oxidação carbonácea de águas residuárias químicas, entre outras, considerando o FBBR como “o desenvolvimento mais significativo no campo do tratamento de águas residuárias nos últimos cinquenta anos”.

Em estudo conduzido por Edwards; Heitkamp (1992), averiguou-se o potencial do reator FBBR para tratar um fluxo de resíduos sintéticos contendo quatro componentes orgânicos comuns advindos da indústria, a saber: o *Sodium Formate* (FRM), subproduto do pentaeritritol utilizado para produção de resinas e lubrificantes, em refrigeração, revestimentos de superfície, explosivos, entre outros, a Anilina (ANL), obtida a partir da redução catalítica de mononitrobenzeno com hidrogênio e que possui aplicações na produção de elastômeros, espumas, corantes, medicamentos, solventes, agroquímicos, etc, a Metiletilcetona (MEK), produzida a partir da desidrogenação do 2-butanol empregada como solvente, agente de soldagem de plásticos, entre outros, e por fim, o Paranitrofenol (PNP), poluente orgânico de potencial bioacumulativo, mutagênico e carcinogênico. As dimensões do reator eram de 183 cm de altura e 10 cm de diâmetro, inoculou-se lodo advindo do tratamento de outros produtos químicos e utilizou-se como meio suporte areia e CAG.

O experimento resultou em uma excelente remoção de DQO dos resíduos industriais de resistência moderada ( $DQO \leq 17.000$  mg/L), cerca de 97 à 99% de DQO removida utilizando areia e 98 à 99% de DQO removida empregando o CAG, evidenciando a potencialidade do reator FBBR para o tratamento de efluentes industriais

típicos, bem como, a adoção dessa tecnologia para um amplo espectro de aplicações industriais (EDWARDS; HEITKAMP, 1992).

Pesquisadores como Costa (1994), Silva (1995) e Sader (2005) estudaram o desempenho de reator FBBR utilizando o fenol como substrato. Diversas vertentes da indústria como petroquímica, tinturas, têxtil, pesticidas, refinaria, alimentícia, farmacêutica, entre outras empregam compostos fenólicos em diversos processos e acabam liberando resíduos com esses compostos em seus efluentes, o fenol também é amplamente utilizado em laboratórios de análises clínicas (ALMEIDA *et al.*, 2011).

Costa (1994) e Silva (1995) empregaram reatores de bancada de 3,2 e 3,3 L, utilizaram como meio suporte CAG e areia e TDHs que variaram de 1,44 à 1,2h e 0,5 à 7h, respectivamente. Já Sader (2005), utilizou os suportes poliméricos Poliestireno, PET e PVC em reator de 0,77 L de capacidade, obtendo de 97 à 98% de DQO removida.

Para efluentes como vinhaça, cita-se pesquisadores como Siqueira (2008) e Cabello; Scognamiglio, Teran (2009) que empregaram reatores FBBR de 4,18 L e 2,5 L de capacidade, utilizando como meio suporte o Poliestireno e Carvão ativado e TDH de 24h, obtendo cerca de 70% e 57,1% de eficiência de DQO removida, respectivamente.

Wolff (1997), Wolff; Costa; Bassani (1998), Barthel (1998) e Alves (2000), por sua vez, estudaram a tratabilidade de efluentes têxteis e o desenvolvimento do biofilme, utilizando o reator de leito fluidizado. Wolff (1997) empregou reator de volume de 12,7 L, TDHs de 22 minutos e obteve 90% de remoção de DQO. Já os demais pesquisadores empregaram reatores de 10 L, TDHs de 22 à 23 minutos, e obtiveram eficiências de remoção de DQO de 25-61%, 26-90% e 72,9%, respectivamente. Todos utilizaram OSBG como meio suporte.

Com relação a resíduos da indústria farmacêutica, Martins, Teran e Tavares (2017) estudaram a eficiência do reator na remoção de etinilestradiol (EE2), hormônio feminino artificial utilizado para fins contraceptivos. Os autores empregaram reator de aproximadamente 9 L de capacidade, TDH de 4 dias e areia como material suporte, obtendo 50% de remoção da concentração do hormônio e 69% de redução de DQO.

Weber (2006), por sua vez, estudou a eficiência de reator fluidizado de 6 L de volume no tratamento de resíduos de indústria de refrigerantes, o meio suporte escolhido foi areia e a eficiência de remoção obtida foi de 84 %.

Bergamasco; Tavares (1995), Silva (2015) e Macário (2016) desenvolveram estudos relacionados ao tratamento de efluentes da indústria de laticínios em reatores FBBR. Bergamasco; Tavares (1995) empregaram reator de 0,88 L de capacidade, PVC como material suporte, TDH de 40 min e obteve cerca de 89% de eficiência de remoção. Silva (2015) e Macário (2016) estudaram ainda, a possibilidade de geração de hidrogênio como co-produto de interesse e utilizaram de reatores de 0,98 L e 1,95 L de capacidade, pneu triturado e TDH 4-8 h e 2 h, obtendo 55,75 à 74,67% e 31 à 60% de DQO removida, com geração de 2,56 mol.H<sub>2</sub>/mol.substrato e 1,66 mol.H<sub>2</sub>/mol.substrato, respectivamente.

Levando-se em consideração a produção de metabólitos de interesse industrial, Sarrouh (2009) empregou o reator de leito fluidizado para produção de xilitol utilizando bagaço de cana-de-açúcar como substrato. O pesquisador utilizou reator que possuía 2 L de volume e empregou alginato de cálcio como meio suporte, TDH de 8 dias e inoculou como biomassa a Levedura *Candida guilliermondii*, obtendo uma eficiência de conversão de 85%.

Já Barros (2012) avaliou a produção de hidrogênio e etanol em reator anaeróbico de leito fluidizado empregando água residuária sintética composta por Ureia, Glicose, Sulfatos de Níquel, ferroso, férrico, Cloretos de Cálcio e Cobalto, Fosfatos de potássio e sódio e Óxido de Selênio, utilizando como meios suporte poliestireno, pneu triturado e PET. O reator possuía 4,192 L e variou-se o TDH entre 1, 2, 4, 6 e 8 horas. As melhores eficiências de DQO removida foram: 31 % (Poliestireno e TDH 8 h), 32,75 % (Pneu e TDH 8 h) e 31 % (PET e TDH 8 h), já as melhores eficiências de conversão foram de 90,56% (Poliestireno e TDH 8,48 h), 82,41% (Pneu e TDH 8,15h) e 81,92% (PET e TDH 5,81h).

Para o glicerol bruto, principal resíduo advindo da produção do biodiesel, apresenta-se pesquisadores como Bosio (2014) e Costa (2017) que avaliaram a produção de hidrogênio e metano em reator de leito fluidizado anaeróbico. Bosio (2014) utilizou de reator de volume 2,2 L, argila expandida como meio suporte e empregou TDHs que variaram entre 2 – 14 horas, obtendo eficiência de remoção de DQO de 18 à 23% e obteve rendimentos de hidrogênio de até 0,85% (TDH 1 h). Já Costa (2014) empregou reator de 1,55 L, argila expandida e pneu triturado como meio suporte obtendo eficiência

de remoção de DQO de 62,3 – 94% e rendimento de hidrogênio máximo de 0,94 mol de  $H_2$ /mol glicérol<sub>consumido</sub> (TDH 4 h).

### 5.3.3 Biofilme

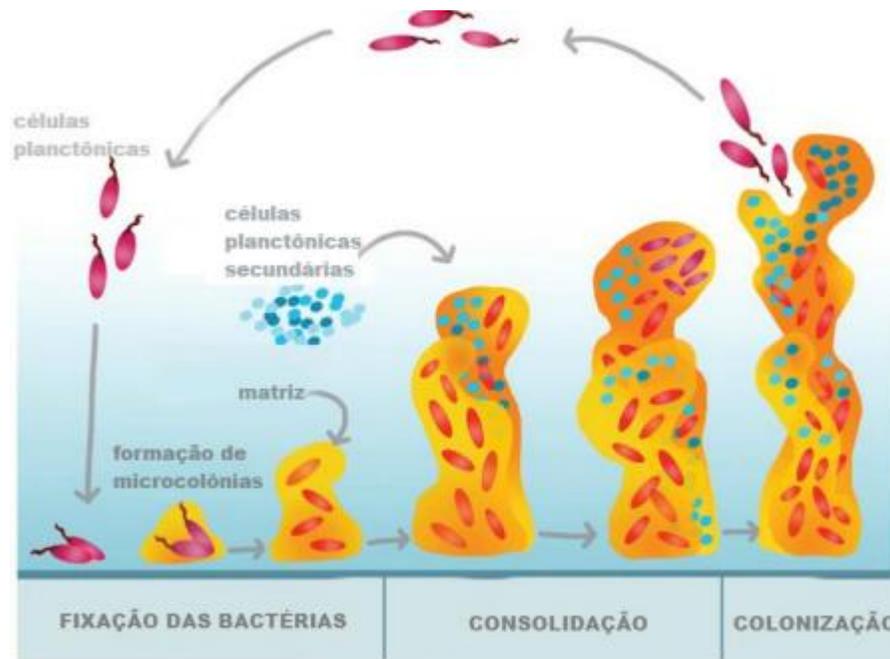
A formação do biofilme, como já supracitado, é um dos fatores que regem a eficiência do reator de leito fluidizado. Há no entanto, divergências nas proposições encontradas na literatura com relação as definições de biofilme. Uma das conceituações propostas, geralmente por biólogos, define o biofilme como uma associação de células microbianas fixadas a superfícies, bióticas ou abióticas, envoltas por matriz extracelular de substâncias poliméricas (MENOITA *et al.*, 2012).

Já na perspectiva da engenharia, o biofilme trata-se do conjunto constituído pelo consórcio de microrganismos, as substâncias que conferem a aderência, as que servem de substrato, os subprodutos do metabolismo, os materiais inertes e o meio suporte (PEREIRA *et al.*, 2000).

O desenvolvimento do biofilme pode ser influenciado por diversos fatores como por exemplo: características do meio suporte, concentração de nutrientes, condições ambientais, metabolismo do consórcio microbiano, material polissacarídeo e pelo ambiente hidrodinâmico. Sendo as características do meio suporte importantes na formação inicial do biofilme, uma vez que a presença de cavidades e poros na superfície do material aumentam as zonas de fixação das bactérias e conseqüentemente, conferem maior proteção contra o cisalhamento (MARTINS, 2003).

Dentre as teorias que apresentam o mecanismo de formação dos biofilmes, pode-se citar a teoria proposta por Andrade, Pinto e Lima (2008) ilustrada na figura que segue:

**Figura 13:** Etapas da formação do biofilme.



**Fonte:** Tremblay; Brock, 2014.

A evolução do desenvolvimento do biofilme em reatores de leito fluidizado é explicada pelos seguintes princípios segundo Pereira et al. (2000):

- A partícula suporte apresenta, inicialmente, superfície isenta de microrganismos ou substâncias aderidas;
- Em um segundo momento, a partícula é envolta de água residuária e conforme as características do material podem ocorrer em sua superfície:
  - (a) ligações químicas ou físicas com substâncias coloidais ou dissolvidas;
  - (b) deposição de pequenas substâncias sólidas.
- A superfície da partícula suporte apresenta-se favorável para a aproximação de microrganismos, que por sua vez liberam produtos celulares para:
  - (c) fixarem-se na partícula suporte;
  - (d) iniciarem a degradação do substrato.
- A interação resultante do substrato-produtos e célula-superfície intensifica o metabolismo dos mesmos, o que promove a liberação de novos produtos celulares;

- Os novos produtos celulares podem ser utilizados como substrato de outros microrganismos, o que favorece a aproximação e aderência destes, formando-se os consórcios microbianos.

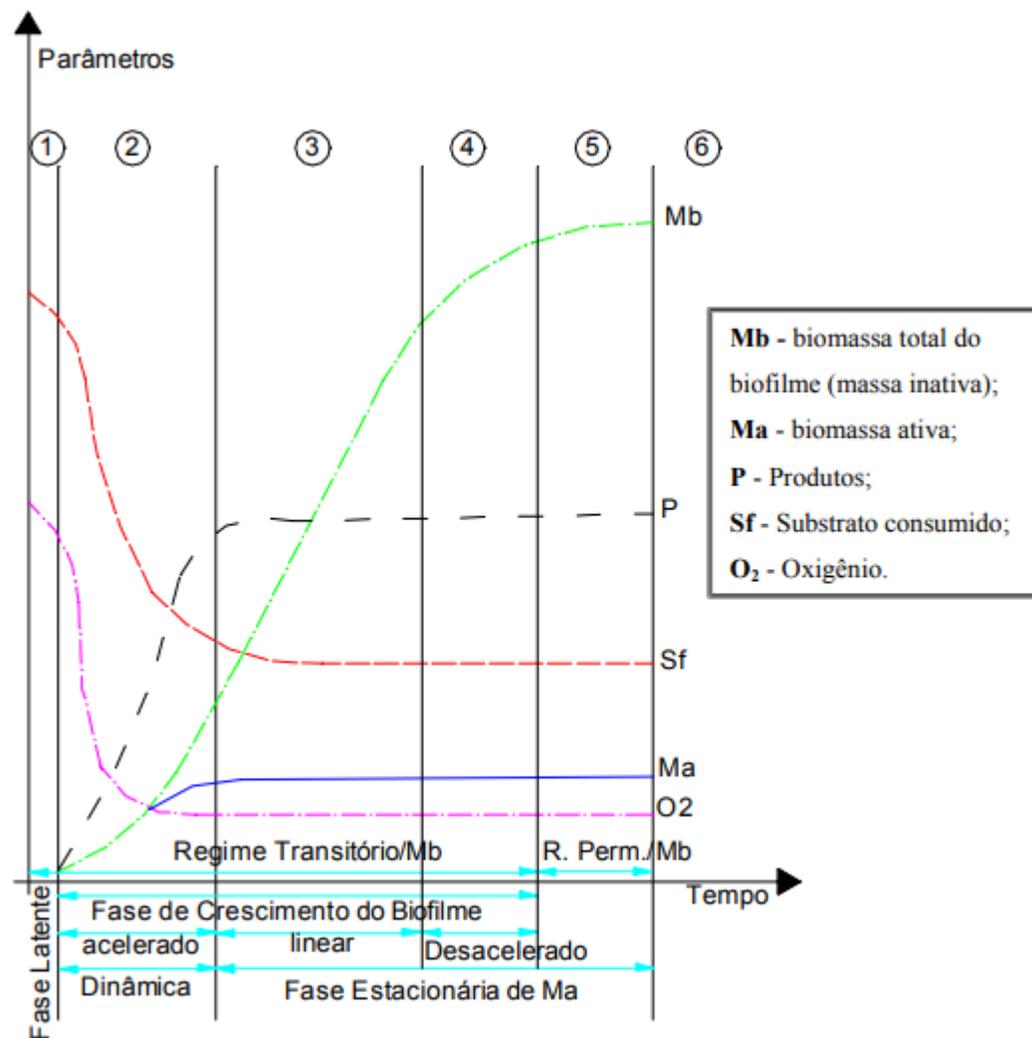
O biofilme crescerá até alcançar o estado de “equilíbrio dinâmico aparente”, que ocorre quando há difusão adequada do substrato utilizado como fonte de energia e dos produtos celulares produzidos, bem como, um balanço energético/nutricional entre o microrganismos da superfície externa e interna do biofilme, além do que, equilíbrio entre crescimento e desaparecimento/arraste de células de microrganismos, e por fim, a força de arraste hidrodinâmica não deve exceder a força de aderência (PEREIRA et al., 2000).

Já de acordo com Belkhadir (1986) e Nguyen (1989), o crescimento microbiano em suportes sólidos pode ser resumido em 6 (seis) fases distintas: latência ou ativação, exponencial ou aceleração, acumulação linear, estabilização, estacionária e queda ou despreendimento. Belkhadir (1986) acrescenta ainda, os conceitos de microrganismos ativos (Ma) e microrganismos inativos (Md), sendo microrganismos ativos (Ma) definidos como as bactérias que degradam o substrato situadas nas periferias das colônias, podendo contribuir para o desenvolvimento das colônias já existentes, proliferando-se nas periferias, ou ainda propiciar o crescimento de novas colônias. Já o microrganismo inerte ou inativo (Md), trata-se das bactérias que não contribuem mais para o processo de degradação do substrato, mas que conservam algumas atividades enzimáticas. Segundo o autor, esse processo de inativação ocorre devido à saturação do suporte, resultando em efeitos de inibição em função da densidade celular ou da acumulação de tóxicos, ou seja, quanto maior a densidade celular, maior a quantidade de produtos celulares, o que pode criar condições ambientais, no micro-ambiente e no interior do biofilme, que prejudicam a atividade microbiana. A junção desses efeitos pode ser nomeada de confinamento. Sendo assim, o biofilme, ou a biomassa total (Mb) será definida por:

$$Mb = Ma + Md \quad \text{Eq. 19}$$

A figura a seguir ilustra as diferentes etapas do desenvolvimento do biofilme em suportes sólidos e a explicação de cada etapa subsequente segundo os autores Belkhadir (1986), Nguyen (1989), Barthel (1998) e Martins (2003).

Figura 14: Desenvolvimento do biofilme em suportes sólidos.



Fonte: NGUYEN (1989), adaptado por MARTINS (2003).

Os autores tratam do desenvolvimento de biofilmes aeróbicos, baseado no metabolismo de consumo de substrato, consumo de oxigênio, acumulação de biomassa sobre o suporte, forças de fixação, desprendimento e cisalhamento. No entanto, resultados experimentais demonstraram que o crescimento do biofilme anaeróbico possui uma dinâmica similar ao biofilme aeróbico. Embora em ambientes aeróbicos, com alto teor de oxigênio, ocorra o desenvolvimento majoritário de organismos filamentosos, conferindo ao biofilme uma estrutura rugosa e não plana, ou seja, um emaranhado de filamentos de aspecto esponjoso, o que favorece as reações de troca na interface biofilme/líquido, porém o deixa mais sensível às forças de cisalhamento.

**1- Fase de latência ou de ativação:** Trata-se da adsorção das moléculas orgânicas sobre a superfície do suporte (etapa passiva ou fixação) e a fixação bacteriana, por meio de forças eletrostáticas ou não eletrostáticas, bem como de Van de Waals (etapa ativa). Nessa fase ocorre o desenvolvimento de colônias de pequeno porte, especialmente nas protuberâncias da superfície rugosa do suporte. É uma fase rápida, onde os microrganismos aclimatam-se às condições do novo ambiente. Fatores como a concentração do substrato de entrada e as características da superfície do material suporte estão intimamente relacionados com essa fase.

Poucos trabalhos desenvolvidos conseguem determinar a velocidade de adsorção da matéria orgânica sobre a superfície inerte, visto que essa etapa é muito rápida e curta, embora diversos autores cheguem em um consenso de que a adsorção da matéria orgânica sobre o material suporte contribui para a fixação bacteriana, dependendo ainda, de outros fatores como concentração de substratos orgânicos, minerais, oxigênio, natureza dos substratos, metabolismo microbiano, temperatura, pH, propriedades do suporte, entre outros.

Constatou-se ainda que o pH básico é desfavorável para a adesão das proteínas sobre o material suporte, não influenciando, no entanto, na adesão de polissacarídeos. Já o pH ácido (4 e 5) favorece a fixação bacteriana hidrófila, uma vez que o pH interfere nas forças de repulsão eletrostática do sistema célula/célula e célula/suporte. Quanto à temperatura, uma temperatura ótima de fixação corresponderá a temperatura ótima da atividade metabólica do microrganismo.

**2- Fase exponencial ou de aceleração:** Nessa fase os microrganismos ativos, em suspensão colonizam o material suporte à uma taxa de crescimento máxima, estendendo-se por toda a superfície. Os produtos celulares (polissacarídeos, proteínas) aumentam exponencialmente e ocorre a queda da concentração do substrato. No decorrer dessa fase, o substrato e a superfície tornam-se fatores limitantes ao desenvolvimento microbiano. Em reatores aeróbicos, o grande consumo de oxigênio torna-se um fator limitante também, sendo necessário o fornecimento de oxigênio por meio de uma fonte exterior.

**3- Fase de acumulação linear:** Ao findar a fase exponencial, a massa de microrganismos ou biomassa total (Mb) passa a crescer linearmente ao longo do tempo,

também descreve-se uma concentração de substrato na saída do reator constante e mínima e, em reatores aeróbicos, o consumo de oxigênio constante e máximo.

Quando a superfície é inteiramente ocupada, e, no caso de reatores aeróbicos, atinge-se o consumo de oxigênio máximo, descreve-se uma quantidade de biomassa ativa máxima e constante ( $M_{a\text{ máx}}$ ), ou seja, o estabelecimento de um regime permanente em relação às bactérias ativas.

Trata-se de uma etapa de transição, onde ocorre o espessamento do biofilme devido ao aumento de biomassa inativa ( $M_b$ ), uma vez que a biomassa ativa ( $M_a$ ) atinge um valor constante e máximo como já explicitado.

**4- Fase de estabilização:** Está intimamente relacionada aos esforços hidrodinâmicos, que aumentam com a espessura do biofilme e a velocidade do efluente. Nessa fase a massa total, espessura, atividade metabólica e concentração de produtos celulares tendem aos valores máximos, enquanto que as concentrações de oxigênio e de substrato na saída do sistema encontram-se em regime permanente com relação ao biofilme.

Ocorre ainda, o desprendimento do biofilme devido as tensões de cisalhamento, impedindo as acumulações adicionais, bem como, aumentando as matérias em suspensão.

**5- Fase estacionária:** Ocorre nessa fase um equilíbrio ecológico entre os microrganismos na fronteira das zonas aeróbica e anaeróbica. A massa total do biofilme atinge os valores máximos configurando um regime permanente em relação a fase sólida. Tem-se, portanto, que o desprendimento será igual a acumulação do biofilme, a taxa de crescimento bacteriano será igual a taxa de mortandade, traduzindo-se em uma velocidade nula de crescimento.

**6- Fase de queda ou desprendimento:** Por fim, o desprendimento é caracterizado pelo aumento dos materiais suspensos na fase líquida relacionado com a perda parcial ou total do biofilme. Depende do comportamento das bactérias fixas ao suporte além da acumulação do biofilme, seja por modificações das interações célula-material suporte, além de outros fatores físicos. Essa fase indica, em geral, o fim do crescimento do biofilme.

Nas figuras a seguir, pode-se observar o desenvolvimento de um biofilme aeróbio em algumas das fases citadas anteriormente, as imagens foram retiradas de estudo

desenvolvido por Barthel (1998) que objetivou o estudo do biofilme em reator FBRR trifásico no tratamento de efluente têxtil utilizando OSBG como material suporte.

**Figura 15:** Perfil de biofilme aeróbio em fase exponencial de crescimento (aumento 16x).



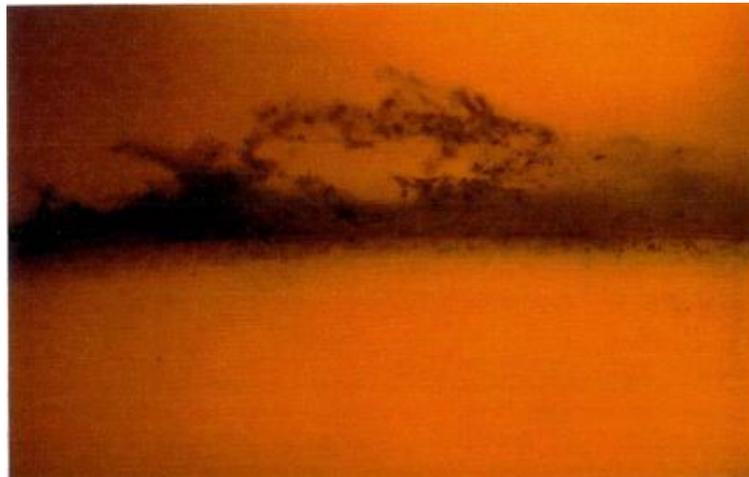
**Fonte:** Costa (1985), Barthel (1998).

**Figura 16:** Perfil de biofilme aeróbio na fase de estabilização (aumento 6,4x).



**Fonte:** Costa (1985), Barthel (1998).

**Figura 17:** Perfil de biofilme aeróbio na fase de desprendimento (aumento 6,4x).



Fonte: Costa (1985), Barthel (1998).

Na figura a seguir pode-se observar algumas características do biofilme em função da espessura desenvolvida:

**Figura 18:** Características em função da espessura do biofilme.

Espessura do biofilme	Características
Fina	<ul style="list-style-type: none"> <li>* O filme é fino e frequentemente não cobre toda a superfície do meio suporte</li> <li>* O crescimento bacteriano se dá segundo uma taxa logarítmica</li> <li>* Todos os microrganismos crescem nas mesmas condições, com o crescimento sendo similar ao de uma biomassa dispersa.</li> </ul>
Intermediária	<ul style="list-style-type: none"> <li>* A espessura do filme torna-se maior</li> <li>* A taxa de crescimento bacteriano torna-se constante</li> <li>* A espessura da camada ativa permanece inalterada, independentemente do aumento da espessura total do biofilme</li> <li>* Caso o suprimento de matéria orgânica seja limitado, os microrganismos assumem um metabolismo suficiente apenas para a sua manutenção, não havendo crescimento bacteriano</li> <li>* Caso o suprimento de matéria orgânica seja inferior aos requisitos para manutenção, a espessura do biofilme torna-se menor.</li> </ul>
Elevada	<ul style="list-style-type: none"> <li>* A espessura do biofilme atinge um valor bastante elevado</li> <li>* O crescimento microbiano é contraposto pelo próprio decaimento dos organismos, pelo consumo por outros organismos e pela tensão de cisalhamento</li> <li>* Partes do biofilme podem ser desalojadas do meio suporte</li> <li>* Caso o biofilme continue a crescer, sem ser desalojado do meio suporte, ocorrerá entupimento do leito (colmatção) em reatores de leito fixo ou sua perda.</li> </ul>

Fonte: VON SPERLING (1996), citado por MARTINS (2003).

O modelo cinético mais comumente utilizado para representar o crescimento dos microrganismos em um sistema contínuo é o Modelo de Monod (1949 e 1950):

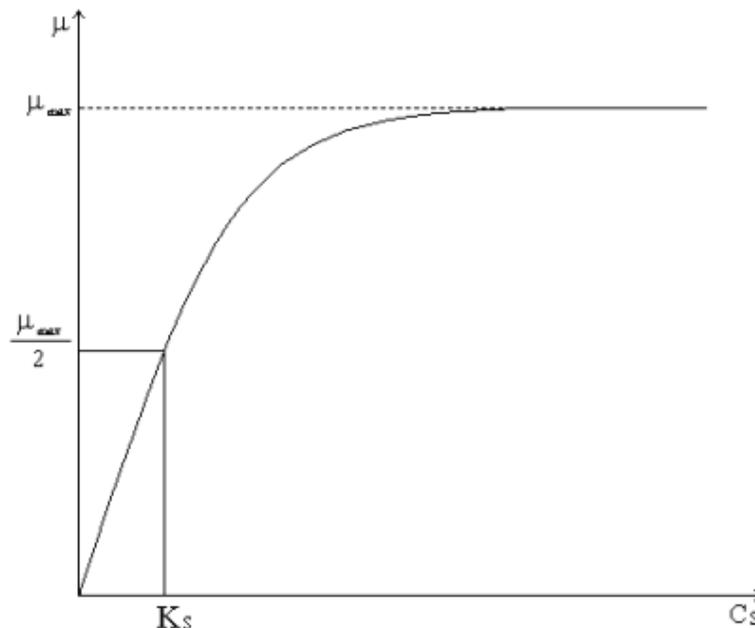
$$\mu = \mu_{\max} \frac{C_s}{K_s + C_s} \quad \text{Eq. 20}$$

Onde:  $C_s$  = concentração do substrato,  $\mu$  = velocidade específica de crescimento celular ( $T^{-1}$ ),  $\mu_{\max}$  = velocidade máxima de crescimento celular ( $T^{-1}$ ) e  $K_s$  = constante de saturação do substrato (valor de concentração do substrato no qual  $\mu$  atinge metade de seu valor máximo).

Como evidenciado na equação acima, para concentrações elevadas de substrato a razão  $C_s/(C_s+K_s)$  se aproxima de 1 e portanto, a velocidade de crescimento independe da concentração de substrato, sendo o crescimento um processo de ordem zero. Já para concentrações de substrato muito baixas, com valor de  $C_s$  muito menor que o valor de  $K_s$ , a velocidade de crescimento torna-se proporcional à concentração de substrato, caracterizando cinética de primeira ordem (ZAIAT, 2003).

A figura a seguir representa graficamente a expressão do Modelo de Monod:

**Figura 19:** Representação gráfica do Modelo cinético de Monod



Fonte: ZAIAT (2003).

A velocidade de crescimento relaciona-se portanto, com a velocidade de consumo de matéria orgânica, aplicando-se o coeficiente de rendimento celular ( $Y_{X/S}$ ), que trata-se da razão entre massa de células formadas por massa de substrato consumido:

$$Y \left( \frac{X}{S} \right) = \frac{R_x}{R_s} \quad \text{Eq. 21}$$

$$R_x = Y \left( \frac{X}{S} \right) R_s \quad \text{Eq. 22}$$

$$R_x = \mu \cdot C_x \quad \text{Eq. 23}$$

Onde  $R_x$  = velocidade de crescimento dos microrganismos (M microrganismo.  $L^{-3} \cdot T^{-1}$  ex: mg SVV.  $L^{-1} \cdot h^{-1}$ ),  $R_s$  = velocidade de consumo de matéria orgânica pelos microrganismos (M substrato.  $L^{-3} \cdot T^{-1}$  ex: mg DQO.  $L^{-1} \cdot h^{-1}$ ),  $C_x$  = concentração de microrganismos (M.  $L^{-3}$  ex: mgSVV.  $L^{-1}$ ),  $Y_{(X/S)}$  = fator de crescimento ou produção bruta de microrganismos por unidade de massa de substrato (M células / M substrato ex: g SVV.  $g^{-1}$  DQO).

Assim, a expressão de Monod em função da velocidade de degradação de matéria orgânica pode ser representada como:

$$R_s = \frac{C_x}{Y \left( \frac{X}{S} \right)} \mu_{\text{máx}} \frac{C_s}{K_s + C_s} = R_{\text{máx}} \frac{C_s}{K_s + C_s} \quad \text{Eq. 24}$$

Onde  $R_{\text{máx}}$  = velocidade máxima de degradação da matéria orgânica expressa em massa de substrato por volume e por tempo.

Para dados casos, convêm-se dividir o substrato fornecido à biomassa em três porções distintas relacionadas com a sua utilização: assimilação para massa celular, energia para síntese celular e energia para a manutenção (não relacionado com reprodução). Dessa forma, o valor  $Y_{X/S}$  para assimilação é praticamente constante e relaciona-se diretamente com a estequiometria, representando efetivamente a massa celular produzida (ZAIAT, 2003).

Concomitantemente, com o crescimento ocorre o decaimento dos microrganismos devido a morte de células. Dessa forma calcula-se a velocidade de decaimento  $R_d$  por meio de um processo de primeira ordem:

$$R_d = K_d \cdot C_x$$

Eq. 25

Onde  $K_d$  = constante de decaimento endógeno ou constante de morte celular ( $T^{-1}$ ).

O modelo cinético de Monod é aplicado à uma faixa limitada de concentrações de substratos, porém, para concentrações mais elevadas convêm-se aplicar algumas expressões cinéticas derivadas do modelo de Monod como a observada a seguir:

$$\mu = \mu_{\text{máx}} \frac{C_s}{K_s + C_s + \left(\frac{C_s^2}{K_{is}}\right)}$$

Eq. 26

Uma vez que altas concentrações de substrato ( $C_s \gg K_s$ ) podem inibir o crescimento, a expressão acima prevê a diminuição da velocidade específica de crescimento, sendo  $K_{is}$  = constante de inibição por excesso de substrato (ZAIAT, 2003).

O tratamento do efluente é regido pela dinâmica da comunidade de microrganismos que se estabelece no reator, sendo que cada espécie tem seu papel no funcionamento do sistema. Deve-se, portanto, analisar a comunidade que será empregada a fim de propiciar a maior taxa de degradação possível de poluentes, minimizando os impactos ambientais gerados (VAZOLLER, 2004).

## 5.4 CARACTERIZAÇÃO DO LEITO

### 5.4.1 Porosidade do Leito, Densidade Aparente do Leito e Volumes no Leito

De acordo com Ortega; Buller (2012), o leito do reator FBBR é composto por espaços vazios, ou seja, zonas sem partículas, sendo assim a porosidade do leito ( $\varepsilon$ ) é dada pela razão entre o volume do leito que não é ocupado por material sólido e o volume total do leito, logo:

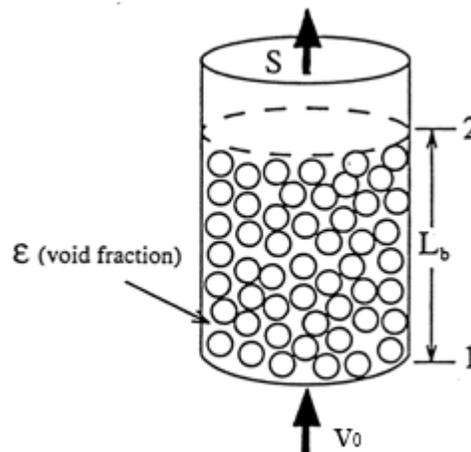
$$\varepsilon = \frac{\text{Volume vazio}}{\text{Volume total do leito}}$$

Eq. 27

Onde:  $\varepsilon$  = porosidade do leito; Volume vazio ( $m^3$ ); e Volume total do leito ( $m^3$ ).

Abaixo, apresenta-se um esquema representativo do leito poroso:

**Figura 20:** Representação de leito poroso.



**Fonte:** ORTEGA; BULLER (2012).

Como evidenciado na figura 20,  $S$  trata-se da área de seção transversal da coluna do fluido,  $\epsilon$  representa a porosidade do leito,  $v_0$  a velocidade de ascensão do fluido ou velocidade superficial do fluido,  $L_b$  a altura do leito ou a distância entre as seções e 1 e 2 as seções do leito.

Sendo assim, abstrai-se as seguintes relações descritas na figura que segue, sendo  $\rho_s$  = densidade da partícula sólida e  $\rho_f$  = densidade do fluido:

**Figura 21:** Relações abstraídas da equação de porosidade do leito e representação de leito poroso.

	Vazio	Sólido
Fração	$\epsilon$	$(1 - \epsilon)$
Volume	$\epsilon (SL_b)$	$(1 - \epsilon) (SL_b)$
Massa ( $m = \rho V$ )	$\epsilon (SL_b) \rho_f$	$(1 - \epsilon) (SL_b) \rho_s$

**Fonte:** ORTEGA; BULLER (2012)

Relacionando-se a porosidade com as densidades do leito, das partículas e do fluido, obtêm-se uma densidade aparente do leito ( $\rho_{\text{leito}}$ ) dada por:

$$\rho_{leito} = \frac{m_{total}}{V_{total}} \quad \text{Eq. 28}$$

Com:  $\rho_{leito}$  = densidade do leito ( $\text{kg/m}^3$ );  $m_{total}$  = massa total (kg); e  $V_{total}$  = volume total do leito ( $\text{m}^3$ ).

Sabendo que a massa total = massa de sólidos + massa de fluido e substituindo as relações da figura 21, logo:

$$m_{total} = ((1 - \varepsilon)(S \cdot Lb) \rho_s) + (\varepsilon(S \cdot Lb) \rho_f) \quad \text{Eq. 29}$$

Onde:  $m_{total}$  = massa total (kg);  $\varepsilon$  = porosidade do leito;  $S$  = área da seção transversal da coluna do fluido ( $\text{m}^2$ );  $Lb$  = altura do leito ou a distância entre as seções (m);  $\rho_s$  = densidade da partícula sólida ( $\text{kg/m}^3$ ); e  $\rho_f$  = densidade do fluido ( $\text{kg/m}^3$ ).

Já o volume total do leito ( $V_{total}$ ) é dado pelo volume do cilindro, logo:

$$V_{total} = S \cdot Lb \quad \text{Eq. 30}$$

Substituindo-se as equações 29 e 30 na equação 28, obtêm-se:

$$\rho_{leito} = ((1 - \varepsilon)\rho_s) + (\varepsilon \cdot \rho_f) \quad \text{Eq. 31}$$

$$\rho_{leito} = \rho_s + (\varepsilon(\rho_f - \rho_s)) \quad \text{Eq. 32}$$

Isolando-se a porosidade do leito, têm-se:

$$\varepsilon = \frac{(\rho_{leito} - \rho_s)}{(\rho_f - \rho_s)} \quad \text{Eq. 33}$$

#### 5.4.2 Altura do Leito Poroso

Quando se inicia a fluidização, ocorre o aumento da porosidade e da altura do leito, essa relação é descrita pelas equações a seguir:

$$\text{Volume de sólidos no leito fixo} = \text{Volume de sólidos no leito fluidizado} \quad \text{Eq. 34}$$

$$SL1(1 - \varepsilon_1) = SL2(1 - \varepsilon_2) \quad \text{Eq. 35}$$

$$\frac{L_2}{L_1} = \frac{1 - \varepsilon_1}{1 - \varepsilon_2} \quad \text{Eq. 36}$$

Onde:  $L_1$  = altura do leito fixo (m);  $\varepsilon_1$  = porosidade leito fixo;  $L_2$  = altura leito fluidizado (m); e  $\varepsilon_2$  = porosidade leito fluidizado.

#### 5.4.3 Velocidade superficial do fluido (fora do leito) e velocidade média do fluido no leito

Já ao relacionar-se a velocidade superficial (fora do leito) do fluido ( $v_0$ ) e a velocidade média do fluido no leito ( $v_{\text{leito}}$ ), parte-se do princípio que a vazão mássica do fluido fora do leito ( $Q_{\text{fora}}$ ) é igual a vazão mássica dentro do leito ( $Q_{\text{leito}}$ ), sendo assim:

$$\text{Balanço de massa} \rightarrow \dot{m}_{\text{fora}} = \dot{m}_{\text{leito}} \quad \text{Eq. 37}$$

$$\rho_f \cdot \dot{Q}_{\text{fora}} = \rho_f \cdot \dot{Q}_{\text{leito}} \quad \text{Eq. 38}$$

$$\rho_f \cdot v_0 \cdot S = \rho_f \cdot S \cdot v_{\text{leito}}^\varepsilon \quad \text{Eq. 39}$$

$$v_0 = v_{\text{leito}}^\varepsilon \quad \text{Eq. 40}$$

Com:  $\rho_f$  = densidade do fluido ( $\text{kg/m}^3$ );  $Q_{\text{fora}}$  = vazão mássica fora do leito ( $\text{m}^3/\text{s}$ );  $Q_{\text{dentro}}$  = vazão mássica dentro do leito ( $\text{m}^3/\text{s}$ );  $v_0$  = velocidade de ascensão do fluido ou velocidade superficial do fluido fora do leito (m/s);  $v_{\text{leito}}$  = velocidade do fluido dentro do leito (m/s);  $S$  = área da seção transversal da coluna do fluido ( $\text{m}^2$ ); e  $\varepsilon$  = porosidade do leito.

Sendo assim, quando o leito não possui partículas  $\varepsilon = 1$ , logo:

$$v_{\text{leito}} = v_0$$

Já se a porosidade for 50%, têm-se  $\varepsilon = 0,5$ , logo:

$$v_{\text{leito}} = 2 v_0$$

### 5.5 MOVIMENTAÇÃO DO LEITO

A fluidização como já explicitado, trata-se da movimentação de partículas sólidas quando submetidas a um fluxo ascendente de um fluido, de modo que o arrasto (empuxo)

igualar-se ou excede o peso das partículas. Antes de ocorrer esse processo, a movimentação descrita pelo meio passa pelos estágios de leito fixo, leito expandido e de fluidização mínima (GEBARA, 2006).

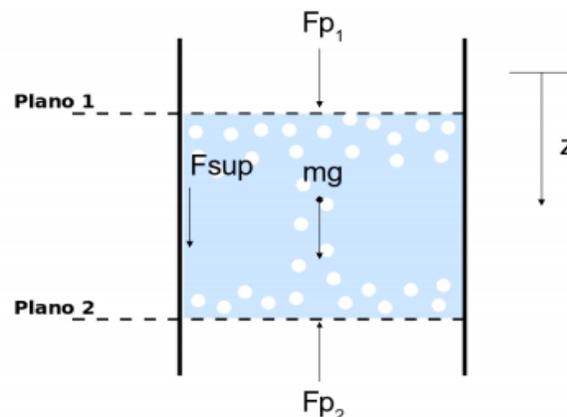
Segundo Jewell et al. (1981), um reator de leito expandido possui expansão da ordem de 10% a 20% do leito estático inicial, já para um reator de leito fluidizado essa expansão é superior a 100%.

### 5.5.1 Condição Fundamental para Fluidização e Queda de pressão

No reator FBBR, sob velocidades baixas, o fluido percorre pequenos e tortuosos canais entre as partículas sólidas do leito, perdendo como consequência, energia e pressão dado o atrito. Essa perda de carga ou queda de pressão ( $\Delta P$ ) é dada em função da permeabilidade, rugosidade das partículas, densidade, viscosidade e velocidade superficial. Conforme o aumento da velocidade, a ação dinâmica do fluido possibilita a reordenação das partículas, que oferecem menor resistência a passagem, e em maiores velocidades, as partículas deixam de estar em contato, assemelhando-se a um líquido em ebulição, sendo assim, o leito assumirá o comportamento do fluido (CORTEZ, 2002; BOJORGE, 2009).

De acordo com Gebara (2006), para estabelecer-se a condição fundamental de fluidização, considera-se um volume de controle com fluido contido entre os planos 1 e 2, como observado a seguir:

**Figura 22:** Volume de controle para determinação da condição fundamental de fluidização.



**Fonte:** Gebara, 2006.

Dessa forma, a equação da quantidade de movimento em regime permanente pode ser descrita da seguinte forma:

$$F = \rho_f v_1^2 \cdot S_1 - \rho_f v_2^2 \cdot S_2 + \rho_1 \cdot S_1 - \rho_2 \cdot S_2 + m \cdot g \quad \text{Eq. 41}$$

Sendo:  $F$  = força resultante do volume de controle sobre as superfícies sólidas;  $\rho_f$  = massa específica ou densidade do fluido ( $\text{kg/m}^3$ );  $S$  = área da seção transversal da coluna do fluido ( $\text{m}^2$ );  $v$  = velocidade de ascensão do fluido ( $\text{m/s}$ );  $m$  = massa da partícula sólida ( $\text{kg}$ ); e  $g$  = aceleração da gravidade ( $\text{m/s}^2$ ).

Dessa forma,  $F$  corresponde a força total do fluido no volume de controle, incluindo a força atuante sobre as paredes. Já  $F_{sup}$ , representado na figura 22, trata-se da reação correspondente à força das superfícies sólidas sobre o volume de controle. Devido à grande diferença entre as áreas superficiais das partículas e a área da parede do reator, pode-se desprezar  $F_{sup}$ , Obtendo-se portanto:

$$F = -(1 - \varepsilon) \cdot S \cdot L \cdot \rho_s \cdot g \quad \text{Eq. 42}$$

Sendo:  $\rho_s$  = massa específica da partícula sólida ( $\text{kg/m}^3$ );  $S$  = área da seção transversal da coluna do fluido ( $\text{m}^2$ );  $L$  = altura do leito ou distância entre as seções ( $\text{m}$ );  $g$  = aceleração da gravidade ( $\text{m/s}^2$ ); e  $\varepsilon$  = índice de vazios do leito ou porosidade do leito. Observa-se também, que o sinal negativo representa orientação de baixo para cima.

Assim,  $F$  torna-se igual ao peso das partículas sólidas suspensas presentes entre as duas seções consideradas.

Considerando um fluido incompressível cujas velocidades na entrada e na saída são uniformes, abstrai-se:

$$\rho_f v_1^2 \cdot S_1 = \rho_f v_2^2 \cdot S_2 \quad \text{Eq. 43}$$

$$m \cdot g = \varepsilon \cdot \rho_f \cdot S \cdot L \cdot g \quad \text{Eq. 44}$$

Substituindo as Equações 42, 43 e 44 na equação do balanço da quantidade de movimento (41), obtém-se:

$$P_1 - P_2 = (1 - \varepsilon).L . \rho_s . g + \varepsilon . \rho_f . L . g \quad \text{Eq. 45}$$

Por fim, substituindo a pressão piezométrica como sendo  $P = p + \rho . g . z$ , com  $z$  sendo igual a cota em relação a uma referência admitida, têm-se:

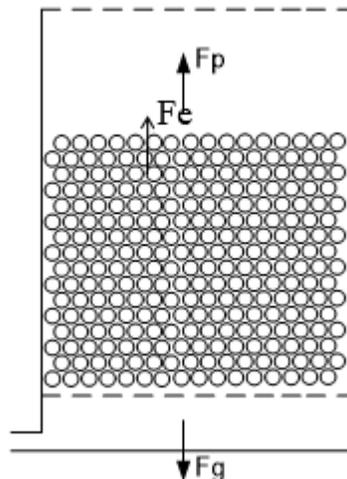
$$P_1 - P_2 = (1 - \varepsilon) . (\rho_s - \rho_f) . L . g \quad \text{Eq. 46}$$

$$\Delta P = (\rho_s - \rho_f) . (1 - \varepsilon) . L . g \quad \text{Eq. 47}$$

Observa-se que a equação 47 evidencia que a queda de pressão ao longo do leito fluidizado é igual ao peso imerso das partículas sólidas por unidade de área da seção transversal da coluna. Tornando-se essa a condição fundamental de fluidização (GEBARA, 2006).

Ortega; Buller (2012), por sua vez, deduzem a equação que expressa a condição fundamental para a fluidização, partindo-se do princípio de que quando atinge-se a Velocidade Mínima de Fluidização ( $V_{mf}$ ), a força da pressão ou força de arraste ( $F_p$ ) e a de empuxo ( $F_e$ ), igualam-se a força do peso das partículas ( $F_g$ ), como ilustrado na figura que segue:

**Figura 23:** Distribuição de forças no leito fluidizado.



Fonte: ORTEGA; BULLER (2012)

Logo:

$$F_p + F_e = F_g \quad \text{Eq. 48}$$

Utilizando-se das relações abstraídas da figura 21, obtêm-se:

$$F_p = \Delta P \cdot S \quad \text{Eq. 49}$$

$$F_g = m_{\text{sólidos}} \cdot g = \rho_s \cdot S \cdot L \cdot (1 - \varepsilon) \cdot g \quad \text{Eq. 50}$$

$$F_e = m_{\text{fluido deslocado}} \cdot g = \rho_f \cdot S \cdot L \cdot (1 - \varepsilon) \cdot g \quad \text{Eq. 51}$$

Com:  $\Delta P$  perda de carga ou queda de pressão ( $\text{N/m}^2$ );  $S$  = área da seção transversal da coluna do fluido ( $\text{m}^2$ );  $m_{\text{sólidos}}$  = massa de sólidos (kg);  $m_{\text{fluido deslocado}}$  = massa de fluido deslocado (kg);  $g$  = aceleração da gravidade ( $\text{m/s}^2$ );  $\rho_s$  = densidade da partícula sólida ( $\text{kg/m}^3$ );  $\rho_f$  = densidade do fluido ( $\text{kg/m}^3$ );  $L$  = altura do leito ou distância entre as seções (m); e  $\varepsilon$  = porosidade do leito.

Substituindo as Equações 49, 50 e 51 na equação 48, abstrai-se equação idêntica à Equação 47, obtida por Gebara (2006):

$$\frac{\Delta P}{L} = (\rho_s - \rho_f)(1 - \varepsilon) \cdot g$$

### 5.5.2 Velocidade Mínima de Fluidização, Porosidade Mínima de Fluidização e Velocidade Terminal

A eficiência da utilização de reatores de leito fluidizado, entre outros fatores, depende do conhecimento da velocidade mínima de fluidização ( $V_{mf}$ ), uma vez que ao desenvolver-se velocidades abaixo dessa, a fluidização do leito não ocorre, e em velocidades muito acima dela, as partículas presentes no leito são carregadas para fora (NIZ; MENDES; FUJISAWA, 2014).

No leito fixo, a força da pressão ou de arraste ( $F_p$ ) atuando nos sólidos não é suficiente para compensar o peso, dessa forma:

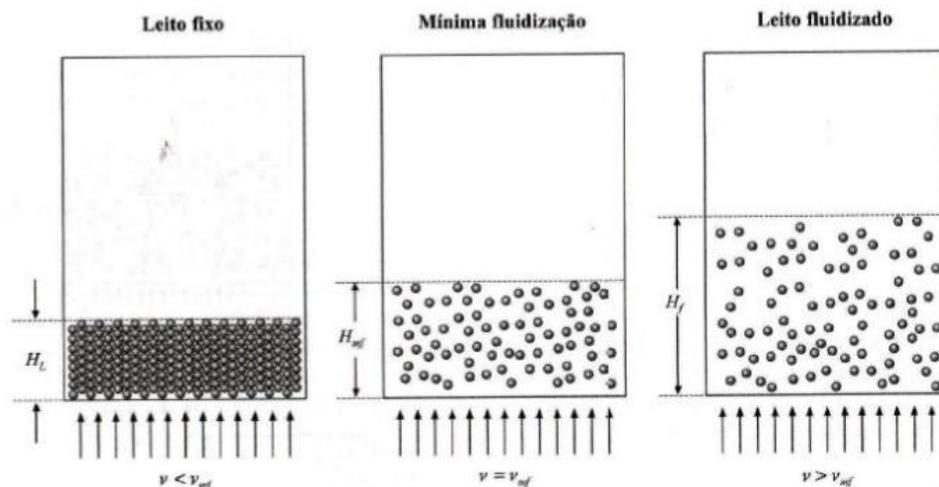
$$F_p < F_g - F_e \quad \text{Eq. 52}$$

Como já mencionado anteriormente, com o aumento da velocidade de escoamento do fluido, a fluidização começa a desenvolver-se até atingir-se uma velocidade característica, em que a força relativa a pressão exercida pelo fluido ou força

de arraste ( $F_p$ ) somado a força de empuxo ( $F_e$ ) iguala-se ao peso do leito ( $F_g$ ) (Equação 48). Essa velocidade característica é denominada Velocidade Mínima de Fluidização ( $V_{mf}$ ) (VERDÉRIO JUNIOR; PALMA, 2012).

A figura a seguir ilustra a movimentação do leito com relação a velocidade de fluido e a velocidade mínima de fluidização:

**Figura 24:** Movimentação do leito.

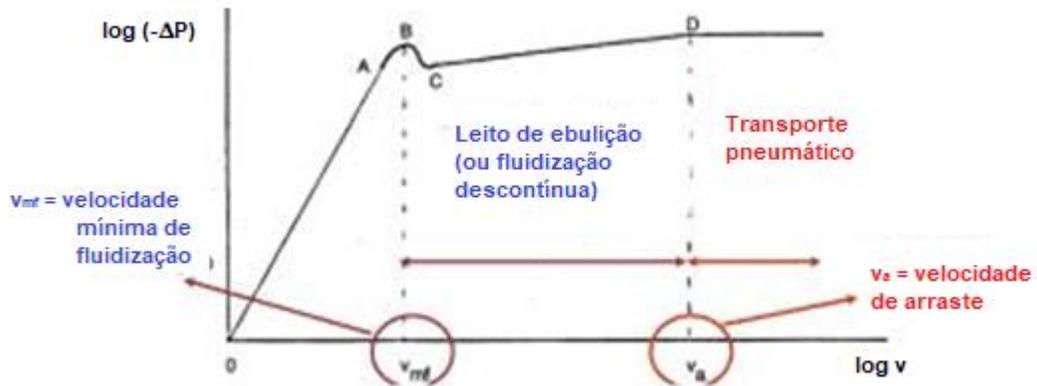


Fonte: TADINI et al., 2016.

Nota-se que, em primeiro momento, a velocidade desenvolvida pelo fluido é inferior a velocidade mínima de fluidização (leito fixo), em um segundo momento, ao atingir-se a velocidade mínima de fluidização, descreve-se uma expansão do leito (leito expandido) e por fim, têm-se que a velocidade desenvolvida supera a velocidade mínima de fluidização caracterizando o leito fluidizado (TADINI et al., 2016).

As figuras a seguir demonstram graficamente o comportamento do sistema de leito fluidizado:

**Figura 25:** Perda de carga e altura do leito em função da velocidade superficial.

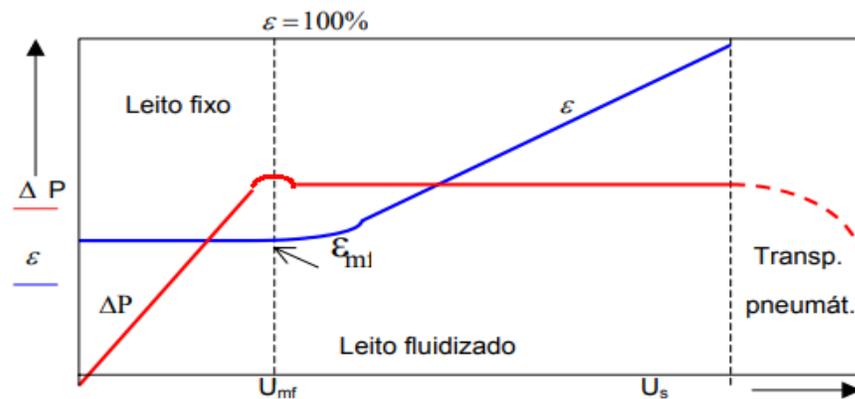


**Fonte:** Silva (2001), adaptado por Santos; Walesiuk; D’Amélio (2019).

Como observado na figura 25, o eixo das ordenadas representa a perda de carga ou altura do leito e o eixo das abcissas a velocidade superficial, sendo os instantes: A – Início da expansão, B – Leito Instável, C-D – Leito Fluidizado, D – Início do arraste de partículas. Já  $V_{mf}$  trata-se da velocidade mínima de fluidização, enquanto  $V_a$  é a velocidade de arraste (SANTOS; WALESIUUK; D’AMÉLIO, 2019).

Já a figura 26, apresenta a variação da queda de pressão ( $\Delta P$ ) e porosidade ( $\epsilon$ ) no leito. A velocidade mínima de fluidização é denominada  $U_{mf}$ , enquanto que a velocidade terminal é  $U_t$ .

**Figura 26:** Comportamento do leito com relação a queda de pressão, porosidade e velocidade superficial.



**Fonte:** Cortez (2002).

Observa-se que na região de leito fixo, a porosidade é constante e descreve-se o aumento da queda de pressão com o aumento da velocidade. Na região de leito fluidizado, a queda de pressão permanece constante enquanto a porosidade aumenta com o aumento da velocidade, alcançando de  $\varepsilon_{mf}$  (porosidade de mínima fluidização) até o valor igual a 1, iniciando-se o transporte pneumático, descrito pela diminuição da queda de pressão conforme as partículas sólidas são arrastadas (CORTEZ, 2002)

A protuberância formada no início da fluidização é ocasionada devido a ruptura de grãos irregulares do material suporte do leito, que encontram-se grudados, ocasionando uma mudança repentina na porosidade do leito (ORTEGA; BULLER, 2012).

Na região de leito fluidizado, uma vez que a queda de pressão permanece constante, pode-se determinar o ponto de mínima fluidização, dado pelo limite entre o leito fixo e fluidizado, medindo a queda de pressão ( $\Delta P$ ) através do leito, em função da velocidade superficial do fluido (CORTEZ, 2002)

De acordo com Verdério Junior; Palma (2012), a porosidade mínima de fluidização ( $\varepsilon_{mf}$ ) pode ser determinada pelas seguintes equações:

$$\varepsilon_{mf} = \frac{V_{\text{vazios } mf}}{V_{\text{leito } mf}} = \frac{V_{\text{leito } mf} - V_p}{V_{\text{leito } mf}} \quad \text{Eq. 53}$$

Onde:  $\varepsilon_{mf}$  = porosidade mínima de fluidização;  $V_{\text{vazios } mf}$  = volume de vazios no instante de mínima fluidização;  $V_{\text{leito } mf}$  = Volume do leito no instante de mínima fluidização; e  $V_p$  = volume total de partículas sólidas.

$$\varphi \cdot \varepsilon_{mf} \sim \frac{1}{14} \quad \text{Eq. 54}$$

Sendo a equação 54 uma expressão empírica e  $\varphi$  = esfericidade da partícula.

$$\varepsilon_{mf} = 1 - 0,356 (\log(dp) - 1) \quad \text{Eq. 55}$$

Onde:  $d_p$  = diâmetro médio da partícula ( $\mu\text{m}$ ).

A equação 55 somente é válida para partículas pertencentes a seguinte faixa:  $50 \mu\text{m} \leq d_p \leq 500 \mu\text{m}$ .

De acordo com Cortez (2002), a velocidade terminal ( $U_t$ ) é dada pela velocidade de queda livre das partículas e quando superada, resulta no transporte de partículas para fora do reator. A mesma pode ser estabelecida por meio da mecânica dos fluidos da seguinte forma:

$$U_t = \left( \frac{4 \cdot g \cdot d_p \cdot (\rho_p - \rho_f)}{3 \cdot \rho_f \cdot C_d} \right)^{\frac{1}{2}} \quad \text{Eq. 56}$$

Onde:  $U_t$  = Velocidade terminal (m/s);  $g$  = aceleração da gravidade ( $\text{m/s}^2$ );  $d_p$  = diâmetro médio da partícula (m),  $\rho_p$  = massa específica da partícula ( $\text{kg/m}^3$ ),  $\rho_f$  = massa específica do fluido ( $\text{kg/m}^3$ ); e  $C_d$  = coeficiente de arraste.

O coeficiente de arraste pode ser obtido por meio de gráficos da literatura técnica como em Levenspiel; Kunni (1991), ou ainda, por meio do emprego de expressões analíticas de acordo com os seguintes intervalos do número de Reynolds (CORTEZ, 2002):

$$C_d = \frac{24}{Re} \quad (Re < 0,4) \quad \text{Eq. 57}$$

$$C_d = \frac{10}{Re^{\frac{1}{2}}} \quad (0,4 < Re < 500) \quad \text{Eq. 58}$$

$$C_d = 0,43 \quad (500 < Re < 200000) \quad \text{Eq. 59}$$

Com os coeficientes de arraste substituídos na equação 56, abstrai-se, respectivamente:

$$U_t = \frac{g \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot d_p^2}{18 \cdot \mu} \quad \text{Eq. 60}$$

$$U_t = \left( \frac{4}{225} \cdot \frac{(\rho_p - \rho_f)^2 \cdot g^2}{\rho_f \cdot \mu} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot d_p \quad \text{Eq. 61}$$

$$U_t = \left( 3,1 \cdot \frac{g \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot d_p}{\rho_f} \right)^{\frac{1}{2}} \quad \text{Eq. 62}$$

Há, no entanto, divergências entre os pesquisadores com relação a determinação da  $V_{mf}$  ou  $U_{mf}$ , e na literatura técnica, existem uma série de correlações para a estimativa dessa grandeza. Na figura abaixo, pode-se observar algumas das relações:

**Figura 27:** Correlações para a estimativa da velocidade mínima de fluidização.

Autores	Correlações para a estimativa de $U_{mf}$
Leva (1959)	$U_{mf} = \frac{0,702 \cdot (dp)^{1,62} \cdot (\rho_p - \rho_f)^{0,95}}{\rho_f^{0,05} \cdot \mu^{0,88}}$
Wen & Yu (1966) ( $dp > 100 \mu\text{m}$ )	$U_{mf} = \frac{\mu}{dp \cdot \rho_f} [(33,7^2 + 0,0408 \cdot Ar)^{0,5} - 33,7]$
Goroshko, Rozenbaum & Todes (1966)	$U_{mf} = \frac{\mu}{dp \cdot \rho_f} \left[ \frac{Ar}{(1400 + 5,2 \cdot \sqrt{Ar})} \right]$
Baeyens & Geldart (1973)	$Ar = 1823 \cdot Re_{mf}^{1,07} + 21,27 \cdot Re_{mf}^2$
Babu, Shah & Talwalker (1978)	$U_{mf} = \frac{\mu}{dp \cdot \rho_f} [(25,25^2 + 0,0408 \cdot Ar)^{0,5} - 25,25]$
Richardson & Grace (1982)	$U_{mf} = \frac{\mu}{dp \cdot \rho_f} [(25,7^2 + 0,0365 \cdot Ar)^{0,5} - 25,7]$
Geldart & Abrahamsen (1981) ( $dp < 100 \mu\text{m}$ )	$U_{mf} = \frac{(\rho_p - \rho_f)^{0,934} \cdot g^{0,934} \cdot dp^{1,8}}{1111 \cdot \mu^{0,87} \cdot \rho_f^{0,066}}$
Thonglimp, Hiquily & Laguerie (1984)	$U_{mf} = \frac{\mu}{dp \cdot \rho_f} [(31,6^2 + 0,0425 \cdot Ar)^{0,5} - 31,6]$

**Fonte:** Cortez (2002).

Evidencia-se nas relações acima, os números de Arquimedes ( $Ar$ ) e de Reynolds relativo à partícula na condição de mínima fluidização ( $Re_{mf}$ ), dados em função de

propriedades da partícula ( $d_p$ ,  $\rho_p$ ), propriedades do fluido ( $\rho_f$ ,  $\mu_f$ ) e da aceleração da gravidade ( $g$ ), como expresso nas equações a seguir:

$$Ar = \frac{d_p^3 \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot \rho_f \cdot g}{\mu_f^2} \quad \text{Eq. 63}$$

Onde:  $d_p$  = diâmetro médio da partícula (m);  $\rho_p$  = densidade da partícula ( $\text{kg/m}^3$ );  $\rho_f$  = densidade do fluido ( $\text{kg/m}^3$ );  $g$  = aceleração da gravidade ( $\text{m/s}^2$ ); e  $\mu_f$  = viscosidade do fluido ( $\text{N.s/m}^2$ ). Newton ( $\text{kg.m/s}^2$ ).

$$Remf = \frac{d_p \cdot V_{mf} \cdot \rho_f}{\mu_f} \quad \text{Eq. 64}$$

Sendo:  $Re_{mf}$  = Reynolds relativo à partícula na condição de fluidização mínima;  $d_p$  = diâmetro médio da partícula (m);  $V_{mf}$  = velocidade mínima de fluidização (m/s);  $\rho_f$  = densidade do fluido ( $\text{kg/m}^3$ );  $\mu_f$  = viscosidade do fluido ( $\text{N.s/m}^2$  ou  $\text{Pa.s}$ ). Newton ( $\text{kg.m/s}^2$ ).

O número de Reynolds determina o tipo de escoamento, sendo regime laminar para  $Re < 40$  e regime turbulento para  $Re > 40$  (BOJORGE, 2009).

Pode-se ainda determinar  $V_{mf}$ , por meio da Equação de Ergun, que descreve a variação de pressão por unidade de comprimento do leito fluidizado. Deriva-se do fator de fricção modificado, equação de Fanning, diâmetro equivalente, lei de Darcy, número de Reynolds da partícula, além de dados experimentais e outras considerações (VERDÉRIO JUNIOR; PALMA, 2012).

Pode ser aplicada para o regime laminar ( $Re_{mf} < 40$ ) e para o regime turbulento ( $Re_{mf} > 40$ ) e é expressa da seguinte forma:

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \left( \frac{(1 - \varepsilon)^2 \cdot \mu_f}{\varepsilon^3 \cdot \varphi^2 \cdot d_p^2} \right) + \left( \frac{1,75 \cdot \rho_f \cdot v_0^2}{d_p \cdot \varphi} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \right) \quad \text{Eq. 65}$$

Sendo:  $\Delta P/L$  = Perda de carga ou queda de pressão;  $\varepsilon$  = porosidade do leito;  $\mu_f$  = viscosidade do fluido ( $\text{N.s/m}^2$ );  $\varphi$  = esfericidade da partícula;  $d_p$  = diâmetro médio da partícula (m);  $\rho_f$  = densidade do fluido ( $\text{kg/m}^3$ ); e  $v_0$  = velocidade do fluido (m/s).

Outros pesquisadores determinaram as velocidades de fluidização experimentalmente para cada tipo de meio suporte empregado, como observado na figura que segue:

**Figura 28:** Velocidades Mínimas de Fluidização para dados materiais suporte.

Material suporte	Massa específica da partícula (g.cm <sup>-3</sup> )	Tamanho (mm)	v <sub>mf</sub> (cm.s <sup>-1</sup> ) <sup>*</sup>	Referência
PVC <sup>1</sup>	1,310 a 1,380	2,90 a 3,9	0,83 a 2,13	Riedel e Gimenes (1995)
Areia	2,650	0,25 a 0,85	1,0	Silva (1995)
Antracito	1,637 a 1,705	0,59 a 2,40	0,15 a 1,05	Wiecheteck (1996)
Biolite	1,480	0,359	0,08	
Kaolin	1,841	0,377	0,12	Caldeón et al. (1996)
Pozzolana	1,988	0,387	0,15	
Poliestireno	1,140	2,33	0,49	
PVC	1,297	3,36	1,36	Bergamasco (1996)
PVC + DOP <sup>2</sup>	1,205	4,68	1,49	
Poliamida	1,140	1,91	0,67	
PBT <sup>3</sup>	1,443	1,87	1,19	Mendonça et al. (2000)
CAG	1,795	2,09	1,53	

<sup>\*</sup>(Fator de conversão (m.h<sup>-1</sup>) = 1 cm.s<sup>-1</sup> x 36); 1.PVC = cloreto de polivinil; 2. PVC +DOP = cloreto de polivinil tratado com DOP (Rhodia) e 3.PBT = polibutireno teretraftalato.

**Fonte:** Mendonça (2004), adaptado por Gebara (2006).

### 5.5.3 Modos de Fluidização

De acordo com Verdério Junior; Palma (2012), a lei de Darcy é perfeitamente válida até o ponto de mínima fluidização, porém a partir desse ponto, caracterizam-se dois tipos de fluidização, a particulada e a agregativa.

A lei de Darcy, conforme Bojorge (2009), é expressa pela seguinte equação:

$$V_{leito} = K \frac{(-\Delta P)}{L} \quad \text{Eq. 66}$$

Onde: V<sub>leito</sub> = velocidade do fluido no leito (m/s); ΔP = perda de carga ou queda de pressão (N/m<sup>2</sup>); L = altura do leito ou percurso realizado no leito poroso (m); e K = constante de proporcionalidade.

A constante de proporcionalidade  $K$  é dependente das propriedades físicas do leito, e é dada pela relação:

$$K = \left(\frac{1}{\alpha}\right) \cdot \left(\frac{1}{\mu_f}\right) \quad \text{Eq. 67}$$

Sendo:  $K$  = constante de proporcionalidade;  $\alpha$  = coeficiente de permeabilidade;  $\mu_f$  = viscosidade do fluido.

Logo, substituindo a equação 67 na equação 66, obtêm-se:

$$V_{leito} = \left(\frac{1}{\alpha}\right) \left(\frac{(-\Delta P)}{\mu_f \cdot L}\right) \quad \text{Eq. 68}$$

Sendo assim, Darcy demonstrou que a velocidade média do fluido escoando dentro de um leito poroso, antes de atingir-se a  $V_{mf}$ , é diretamente proporcional ao gradiente de pressão e inversamente proporcional ao comprimento do percurso ou altura do leito (VERDÉRIO JUNIOR; PALMA, 2012).

A fluidização particulada ou homogênea é caracterizada pelo rearranjo das partículas, havendo um maior espaçamento entre elas, sem que percam o contato entre si, conseqüentemente, há uma menor resistência a passagem do fluido e maior área livre ao escoamento. Esse tipo de fluidização normalmente descreve-se quando o fluido utilizado é um líquido (sistemas líquido-sólido), havendo uma expansão mais ou menos uniforme do leito, conforme ocorre o aumento da velocidade do líquido, seja para baixas ou altas vazões, sendo que em baixas vazões há menor agitação das partículas sólidas e em maiores vazões há maior agitação (ROITMAN, 2002).

De acordo com Deyin; Mooson; Hongzhong (1996), também pode-se observar a fluidização particulada em alguns sistemas gás-sólido, no entanto, dentro de uma faixa limitada de velocidades.

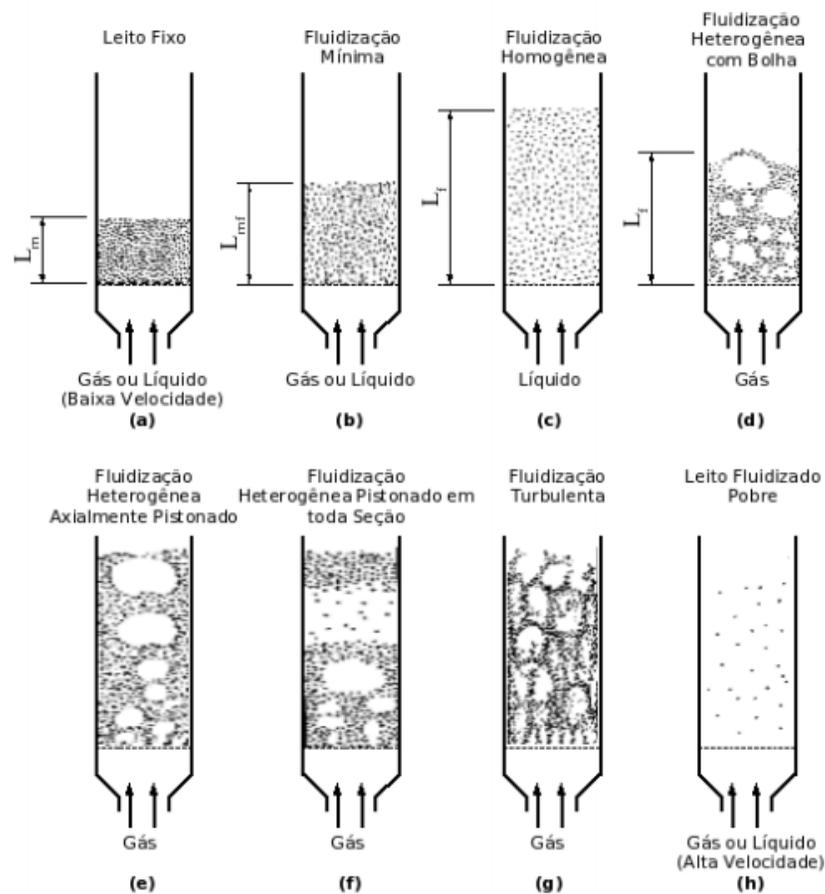
Já a fluidização agregativa ou heterogênea, por sua vez, descreve-se normalmente, quando o fluido empregado é um gás (sistemas gás-sólido) e é caracterizada por um fenômeno similar a ebulição, ou seja, as bolhas do gás atravessam

as partículas sólidas do leito rompendo-se quando entram em contato com sua superfície, empurrando-as para cima. A expansão do leito se dá uniformemente somente em baixas vazões, sendo que em altas vazões há a divisão entre duas fases emulsão (fase densa) e bolhas (fase descontínua) (VERDÉRIO JUNIOR; PALMA, 2012).

Ainda segundo Cortez (2002), a fluidização agregativa discretiza-se em cinco regimes de operação: Fluidização borbulhante, regime de pistonamento, fluidização turbulenta, fluidização rápida e transporte pneumático.

A figura a seguir esquematiza as etapas de fluidização do leito.

**Figura 29:** Etapas de fluidização do leito.



**Fonte:** Levenspiel e Kunii (1991), adaptado por Gebara (2006).

Observa-se que no estágio (a) o movimento ascendente do efluente se dá a uma velocidade baixa e insuficiente para ascender as partículas presentes no leito, caracterizando o leito fixo, já em (b) têm-se o estágio de fluidização mínima ou incipiente, caracterizado pela queda de pressão entre as duas seções do leito, ocasionando uma força ascendente que iguala-se ao peso do volume do fluido e das partículas presentes nas seções. Com o aumento da velocidade de fluxo, o leito então passará pelos demais estágios podendo desenvolver o estágio homogeneamente fluidizado (c) ou ainda, quando apresenta heterogeneidades, o estágio de leito fluidizado heterogêneo ou agregado. Quando ocorre a manifestação na forma de bolhas descreve-se a fluidização heterogênea com bolhas (d). Outras desuniformidades no comportamento do leito também podem descrever-se como os estágios de escoamento axialmente pistonado (e), pistonado em toda a seção transversal (f) e de fluidização turbulenta (e). Por fim, quando a velocidade do fluxo atinge uma velocidade que excede o peso do material suporte ou partículas presentes no leito, as mesmas são arrastadas atingindo-se a fase denominada de leito fluidizado pobre (h) (GEBARA, 2006).

De acordo com Muller (S.D.), a determinação do tipo de fluidização é dado por meio do Número de Froude ( $Fr$ ), expresso por meio da equação que segue:

$$Fr = \frac{Vmf^2}{g \cdot dp} \quad \text{Eq. 69}$$

Onde:  $Vmf$  = velocidade mínima de fluidização (m/s);  $d_p$  = diâmetro médio da partícula (m); e  $g$  = aceleração da gravidade ( $m/s^2$ ).

Dessa forma, se  $Fr < 1$ , têm-se fluidização particulada, se  $Fr > 1$ , têm-se fluidização Agregativa.

De acordo com Cortez (2002), pode-se determinar o modo de fluidização também por meio do número de discriminação ( $Dn$ ), baseado no tamanho das partículas sólidas, viscosidade do fluido e da partícula, dentro outras derivações. O número de Discriminação pode ser determinado por meio da equação a seguir:

$$Dn = \left( \frac{Ar}{Remf} \right) \left( \frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f} \right) \quad \text{Eq. 70}$$

Com:  $D_n$ : Número de Discriminação;  $A_r$ : número de Arquimedes;  $Re_{mf}$  = Reynolds relativo à partícula na condição de fluidização mínima;  $\rho_f$  = densidade do fluido ( $\text{kg/m}^3$ ),  $\rho_s$  = densidade do partícula sólida ( $\text{kg/m}^3$ ).

Dessa forma, para  $0 \leq D_n \leq 10^4$ , têm-se fluidização particulada,  $10^4 < D_n \leq 10^6$  fluidização transicional e por fim, para  $D_n > 10^6$  têm-se fluidização agregativa.

## 5.6 TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICA (TEMPO MÉDIO DE RESIDÊNCIA) E TEMPO DE RETENÇÃO CELULAR

Outros fatores operacionais, como o tempo de retenção ou detenção hidráulica (tempo médio de residência) ( $\theta_h$ ) ou (TDH) e o tempo de retenção celular ( $\theta_c$ ) (TRC), podem influenciar na eficiência do reator, sendo um dos parâmetros mais importantes na análise de biorreatores. O tempo de detenção hidráulica trata-se do período médio de permanência do líquido no interior de dado elemento de volume. Outra interpretação é dada com relação ao tempo espacial, ou seja, o tempo necessário para processar-se um volume de alimentação correspondente ao volume do reator, dessa forma, ao dizer que um tempo espacial corresponde a uma hora, é o mesmo que dizer que no período de uma hora é tratado uma quantidade de efluente igual ao volume do reator (ZAIAT, 2003).

Levenspiel (1999) acrescenta ainda o conceito de velocidade espacial ou taxa de diluição, normalmente representada pelas letras “s” ou “D”. Trata-se do inverso do tempo de residência e representa a quantidade alimentada ao sistema equivalente ao volume do reator, logo, se a velocidade espacial for de  $3 \text{ h}^{-1}$ , indica-se que uma quantidade correspondente a três volumes de reator é tratado por hora.

Já o tempo de retenção celular (tempo de detenção celular ou tempo de residência celular) indica o tempo de permanência da biomassa no reator ou o tempo de contato entre a biomassa e efluente. São inúmeros os estudos com reatores biológicos objetivando a obtenção de altos tempos de retenção celular com baixos tempos de detenção hidráulica e, dessa forma, reatores mais compactos, estáveis e eficientes. Uma das estratégias utilizadas pelos pesquisadores para se alcançar esse objetivo é por meio da recirculação da biomassa no reator, após a separação do meio líquido, ou a imobilização em suportes inertes ou a auto-imobilização, como no caso de reatores de leito fluidizado (ZAIAT, 2003).

Os parâmetros anteriormente citados são representados pelas equações que seguem:

$$\theta_h = \frac{\text{Volume do reator}}{\text{Vazão volumétrica}} = \frac{V}{Q} \quad \text{Eq. 71}$$

$$\theta_c = \frac{\text{Concentração de microrganismos no reator}}{\text{Taxa de retirada dos microrganismos}} = \frac{Cx}{\left(\frac{\Delta Cx}{\Delta t}\right)} \quad \text{Eq. 72}$$

Como já mencionado, a grande concentração de biomassa ativa aderida no reator FBRR, possibilita uma alta taxa de reações bioquímicas e conversão de substratos orgânicos biodegradáveis, aumentando, dessa forma, o tempo de retenção celular e diminuindo o tempo de retenção hidráulica, ou seja, melhorando a eficiência do reator (METCALF & EDDY, 1991).

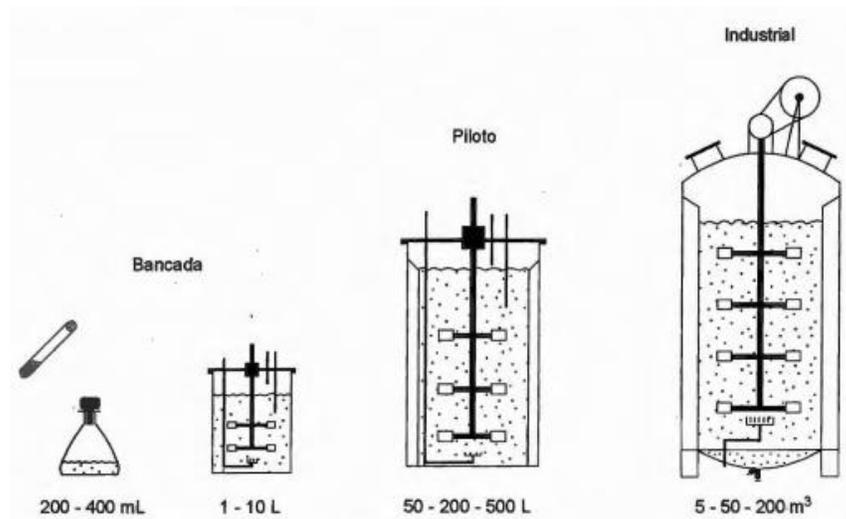
## 5.7 EXEMPLOS DE REATORES DE LEITO FLUIDIZADO

Conforme De Almeida (2001), quando encontram-se condições econômicas favoráveis de operação em escala de bancada, com valores elevados de produtividade e rendimento do produto de interesse, convém ampliar-se a escala de produção até uma escala industrial (plena), partindo-se de escalas menores até escalas maiores (aumento de escala ou *scale-up*).

Na escala de bancada, dada a maior flexibilidade e menor custo de operação, deve-se levantar o maior detalhamento possível, realizando-se tarefas básicas como seleção do microrganismo e desenvolvimento do meio de cultura ideal (temperatura e pH), forma de operação do biorreator, entre outros aspectos. Uma vez que atinge-se o desempenho adequado em escala de bancada, ocorre a ampliação da escala para um reator piloto, cujos custos de operação são mais onerosos, logo, deve-se manter constantes a maior parte das variáveis, objetivando a obtenção de igual ou maior desempenho do que observado na escala anterior. Por fim, de forma análoga a anteriormente descrita, a escala industrial ou plena, dada sua dimensão, visa o âmbito econômico do processo em condições similares às abstraídas da piloto (DE ALMEIDA; 2001).

A figura a seguir ilustra a sequência de escalas que integram o desenvolvimento dos processos microbiológicos, salienta-se, no entanto, que os volumes descritos não são necessariamente fixos, podendo haver escalas intermediárias.

**Figura 30:** Escalas de trabalho no desenvolvimento de processos biológicos



Fonte: De Almeida (2001).

Ainda de acordo com De Almeida (2001), o grande entrave na variação de escala, encontra-se na dificuldade de reproduzir-se as condições ambientais responsáveis pelo bom desempenho descrito nas etapas anteriores, uma vez que fatores físicos como grau de cisalhamento das células, grau de mistura, velocidade de transferência de oxigênio, entre outros, dependem da escala.

Pode-se observar na tabela a seguir, a aplicação da tecnologia de reatores FBBR no tratamento de alguns tipos de efluentes, empregando diversos tipos de material suporte, diferentes tempos de detenção hidráulicos (TDH) e obtendo variadas eficiências de tratamento, evidencia-se ainda, alguns reatores operando em escala de bancada e outros mais robustos, segundo definição de De Almeida (2001). Sendo  $h$  = altura e  $d$  = diâmetro do reator.

**Tabela 2:** Aplicação do reator FBBR para tratamento de efluentes.

VOLUME (m <sup>3</sup> e L) DIMENSÃO ES (m)	ESCALA	EFLUENTE	BIOMASSA	PROCESSO	OBJETIVO	MATERIAL SUPORTE	TDH	DQO TOTAL REMOVIDA (%) OU EFICIÊNCIA (%)	REFERÊNCIA
0,00105 m <sup>3</sup> (10,5 L) (h=1,5 d=0,09)	Bancada	Esgoto sintético	-	Anaeróbio	Análise da potencialidade do tratamento	Areia fina (0,2 mm)	1,5h 60 à 90 min	72 62 - 91	MARAGNO (1988), MARAGNO; CAMPOS (1991)
4,5 m <sup>3</sup> (4500 L)	Piloto	Esgoto sanitário	Bactérias Nitrificantes	Nitrificação	Avaliação da remoção de Nitrogênio	Antracito ou Carvão Antracitoso (0,8 mm)	2h	99	HOSAKA; MINAMI; NASUNO (1991)
0,00214 (14 L) (h=1,83 d= 0,1)	Bancada	Resíduos sintéticos ( <i>Sodium Formate</i> – FRM, Anilina – ANL, Metiletilcetona – MEK, Paranitrofenol - PNP)	Lodo advindo do tratamento de outros produtos químicos	Aeróbio	Remoção de DQO dos resíduos industriais de resistência moderada (DQO ≤ 17.000 mg/L)	Areia (0,6- 0,8 mm) e CAG (1,2 - 1,4 mm)	40h	97 - 99	EDWARDS; HEITKAMP (1992)
5,3 m <sup>3</sup> (5300 L)	Industrial	Esgoto Sanitário	-	Aeróbio e Anaeróbio	Avaliação do comportamento	Pedra- pomes	24h	80	FDEZ- POLANCO;

h=6,8 d=1,1					de reator na remoção simultânea de carbono e nitrogênio				REAL; GARCÍA (1994)
0,0003 (0,3 L)	Bancada	Esgoto Sintético	-	Aeróbio	Comparar a eficiência de remoção com dois tipos de suportes poliméricos	OSBG Poliestireno	10 - 30 min	55 - 76	TAVARES; RUSSO; SANT'ANNA (1994)
-	-	Esgoto Doméstico	-	Aeróbio	Verificar a eficiência do tratamento	Poliestireno	60 - 120 min	55 - 77	DISTLER; RUSSO; SANT'ANNA (1995)
6,2 m <sup>3</sup> (6200 L)	Piloto	Esgoto sanitário	-	Desnitrificação	Demonstrar as condições operacionais do reator e verificar eficiência de tratamento	Areia	5,7 min	-	SEMON <i>et al.</i> , (1997)
0,0127 m <sup>3</sup> (12,7 L) (h=2 d=0,09m)	Bancada	Efluente têxtil	Lodo ativado sedimentado de sistema de tratamento de esgoto sanitário	Aeróbio	Verificar tratabilidade de efluente têxtil	OSBG (2,7 mm)	22 min	90	WOLFF (1997)

0,0008 m <sup>3</sup> (0,88 L)	Bancada	Efluente de laticínios	Lodo ativado de ETE e cultura pura e <i>Escherichia coli</i>	Aeróbio	Estudar a eficiência do tratamento	PVC (4,68 mm)	40 min	89	BERGAMASCO ; TAVARES (1997)
0,01 m <sup>3</sup> (10 L) h=2 d=0,09	Bancada	Efluentes Têxteis	Lodo ativado proveniente de ETE	Aeróbio	Estudar o desenvolvimento do biofilme	OSBG	21 - 23 min	26 - 90	BARTHEL (1998)
0,01 (10 L) h=2 d=0,09	Bancada	Efluentes Têxteis	Lodo ativado proveniente de ETE	Aeróbio	Estudar tratabilidade do efluente	OSBG	22 min	25 - 61	WOLFF; COSTA; BASSANI (1998)
541 m <sup>3</sup> (541000 L)	Industrial	Coqueira	-	Aeróbio	Analisar eficiência de remoção	Areia	7h	95	SUTTON; HURVID; HOEKSEMA (1999)
700 m <sup>3</sup> (700000 L)	Industrial	Cervejaria	-	Anaeróbio	Estudar inibição de substrato e inibição de produto	Pedra-pomes	3 à 4h	-	JÖRDENING & MÖSCHE (1999)
0,0022 m <sup>3</sup> (2,2 L) h=0,78 d=0,058	Bancada	Efluente sintético	Leveduras floculantes isoladas de unidade de	Fermentação	Desenvolvimento de reator para produção de etanol	-	5- 10 h	87 – 96,92 (conversão em etanol)	VIEGAS (1999)

			fermentação industrial						
0,01 m <sup>3</sup> (10 L) h=2 d=0,09	Bancada	Efluente Têxtil	Lodo ativado proveniente de ETE	Aeróbio	Estudar tratabilidade de efluente têxtil	OSBG (2,7 mm)	23 min	72,9	ALVES (2000)
230 m <sup>3</sup> (230000 L)	Industrial	Esgoto sanitário	Bactérias desnitrificantes	Desnitrificação	-	Areia	10 min	90	BOSANDER & WASTLUND (2000)
32 m <sup>3</sup> (32000 L)	Industrial	Esgoto Sanitário	-	Anaeróbio	Análise da eficiência de tratamento	CAG	3,2h	80	PEREIRA <i>et al.</i> , (2000)
3,3 à 10 m <sup>3</sup> (3300 à 10000 L)	Piloto-Industrial	Água com alga	-	Aeróbio	Análise da eficiência de remoção de algas	CAG + cristobalita	1h	64	TANAKA <i>et al.</i> , (2001)
0,0628 m <sup>3</sup> (60,28 L) h=2 d=0,2	Piloto	Esgoto doméstico (restaurante)	Lodo ativado advindo de ETE	Aeróbio	Obtenção de parâmetros operacionais do reator e otimização do funcionamento	PVC reciclado e Poliestireno	12, 21 e 42 min	40 - 80	COSTA <i>et al.</i> , (2002)
0,06 e 0,01 m <sup>3</sup> (60 e 10 L) h=2	Bancada-Piloto	Esgoto doméstico (restaurante)	Lodo ativado proveniente de ETE	Aeróbio	Estudo do comportamento de reator no tratamento de esgoto sanitário	OSBG, PVC e PET	25 à 42 min	70 - 80	MARTINS (2003)

d=0,2 e h=2 d=0,09					com diferentes materiais suporte				
16 m <sup>3</sup> (160000 L)	Industrial	Esgoto sanitário	-	Anaeróbio	Análise do desempenho do reator	CAG	200 min	68	MENDONÇA <i>et al.</i> , (2005)
0,0007 m <sup>3</sup> (0,77 L) h=0,8 d=0,035	Bancada	Fenol	Lodo proveniente de UASB para tratamento de resíduo de suinocultura	Anaeróbio	Análise da formação do biofilme em diferentes suportes poliméricos	Polestireno, PET e PVC	22h, 10,6 h e 20,4h	97 - 98	SADER (2005)
0,19 m <sup>3</sup> (190 L) e 0,38 m <sup>3</sup> (380 L) d= 0,20 h=6 e d=0,20 h= 12	Piloto	Esgoto sanitário	-	Aeróbio	Levantamento de parâmetros de desempenho e operação do reator	Areia fina (0,27 mm)	3 h	84	GEBARA (2006)
0,004 m <sup>3</sup> (4 L)	Bancada	Esgoto sanitário	-	Anaeróbio e Anóxica	Análise da eficiência de remoção simultânea de carbono, nitrogênio e fósforo	Rocha vulcânica	2h	94	PATEL; ZHU; NAKHLA (2006)

0,0019 m <sup>3</sup> (1,9 L) h= 1,37 d= 0,0448	Bancada	Esgoto sintético	Lodo anaeróbico granular de estação de tratamento de efluentes de papel e celulose	Anaeróbico	Avaliação da remoção simultânea de carbono e nitrogênio em reator de leito fluidizado	Esferas de sílica (0,160 mm)	-	65	LASSMAN <i>et al.</i> , (2006)
0,5 m <sup>3</sup> (500 L) h=3 d= 0,5	Piloto	Esgoto sanitário	-	Nitrificação	-	Coque vítreo	-	56	DEMPSEY <i>et al.</i> , (2006)
0,006 m <sup>3</sup> (6 L) d= 0,125 h =0,49	Bancada	Resíduos de indústria de refrigerantes	Lodo advindo de ETE	Anaeróbico	Avaliar desempenho do reator	Areia (0,324 mm)	-	84	WEBER (2006)
0,019 m <sup>3</sup> (19 L) (d=0,1 h=2,5	Bancada	Esgoto sintético	-	Anaeróbico, anóxico e aeróbico	Avaliação do desempenho do reator	Areia (10 mm)	3h	96	HA; ONG (2007)
0,0041 m <sup>3</sup> (4,1 L)	Bancada	Esgoto sintético	-	Anóxico e Aeróbico	Avaliação do desempenho do reator	Rocha vulcânica (0,67 mm)	0,44h, 0,55h, 0,65h e 0,82h	-	CHOWDHURY; NAKLA; ZHU (2008)
0,005 m <sup>3</sup> (5 L)	Bancada	Esgoto com alta concentração de matéria orgânica	-	Anaeróbico	Avaliação do desempenho do reator	Perlita	3,8 h	-	SOWMAYAN; SWAMINATHA N (2008)

0,004 m <sup>3</sup> (4,18 L) d=0,053 h=1,9	Bancada	Vinhaça	Lodo de reator UASB de tratamento de abatedouro de aves	Anaeróbio	Potencial de degradação da vinhaça e avaliação da eficiência reator	Poliestireno (2,2 mm)	24h	51 - 70	SIQUEIRA (2008)
0,002 m <sup>3</sup> (2 L)	Bancada	Bagaço de cana-de- açúcar	Levedura <i>Candida guilliermondii</i>	Fermentação	Produção biotecnológica de xilitol	Alginato de cálcio	8 dias	- 85 (eficiência conversão)	SARROUGH (2009)
159 m <sup>3</sup> (159000L) h=18	Industrial	Esgoto sanitário	ETE USP São Carlos	Anaeróbio e Aeróbio	Avaliação do desempenho do reator	Areia	8 à 20h	65	SILVA (2009)
0,0025 m <sup>3</sup> (2,5 L) h=0,9 d=0,05	Bancada	Vinhaça	Lodo de reator UASB de tratamento de águas residuárias de fábrica de refrigerante	Anaeróbio	Avaliação do desempenho do reator	Carvão Ativado	24 h	57,1	CABELLO; SCOGNAMIGLI O; TÉRAN (2009)
0,068 m <sup>3</sup> (68 L)	Piloto	Água de criação de Tilápias	-	Aeróbio	Avaliação do desempenho do reator	CAG	11,9 min	-	SÁNCHEZ; MATSUMOTO (2011)
0,128 m <sup>3</sup> (128 L)	Piloto	Esgoto doméstico	-	Aeróbio	Avaliação do desempenho do reator	Areia	3h	-	CORREIA <i>et al.</i> (2012)
0,004192 m <sup>3</sup> (4,192	Bancada	Esgoto sintético	Lodo de reator UASB de	Anaeróbio	Avaliar influência dos materiais	Poliestireno (2,2 mm),	1 - 8 h	31 - 32,75	BARROS (2012)

L) h= 1,90 d= 0,053			tratamento de água de suinocultura		suporte para produção de hidrogênio e etanol	Pneu triturado (2,8 - 3,35 mm) e PET (2,2 mm)			
0,0022 m <sup>3</sup> (2,2 L) h=1,5 d=0,045	Bancada	Glicerol	Lodo de reator UASB utilizado no tratamento de água de abatedouro de aves	Anaeróbio	Avaliar produção de hidrogênio e metabólitos a partir do glicerol bruto	Argila expandida (2,8 – 3,35 mm)	1 - 8 h	18 - 23	BOSIO (2014)
0,00091 m <sup>3</sup> (0,91 L) h=1,10 e d=0,04	Bancada	Efluente de indústria de laticínios	Biomassa obtida de fermentação natural	Fermentação	Avaliar a produção de hidrogênio	Pneu triturado	4 - 8 h	55,75 – 74,67	SILVA (2015)
0,00195 m <sup>3</sup> (1,95 L)	Bancada	Efluente de indústria de laticínios	Ínóculo de rúmen ovino e biomassa de fermentação natural	Fermentação	Avaliar a produção de hidrogênio	Pneu triturado	2 h	31 – 60	MACÁRIO (2016)
0,00155 m <sup>3</sup> (1,55 L) h= 1,487 d=0,036	Bancada	Glicerol	Lodo de reator anaeróbico e UASB utilizados para tratamento de vinhaça	Anaeróbio	Avaliar a produção de hidrogênio e metano	Argila expandida e Pneu triturado	8 – 0,5 h	62,3 - 94	COSTA (2017)

0,009 m <sup>3</sup> (9 L)	Bancada	Efluente Farmacêutico	Lodo advindo de ETE de indústria farmacêutica.	Anaeróbio	Análise da eficiência do reator na remoção de etinilestradiol	Areia	4 dias	69	MARTINS; TERAN; TAVARES (2017)
----------------------------	---------	-----------------------	--	-----------	---	-------	--------	----	--------------------------------

**Fonte:** Adaptado de Gebara (2006), Silva (2009) e Costa *et al.*, (2011).

Nota-se que a grande maioria dos pesquisadores vem empregando a tecnologia de reatores FBBR para tratamento de águas residuárias, objetivando adequar o efluente às condições de lançamento no corpo receptor de acordo com o estabelecido na legislação vigente ou analisar a eficiência de tratamento. Poucos, no entanto, utilizam do resíduo como substrato para conversões de interesse, obtendo-se produtos de maior valor agregado e de interesse industrial. Evidencia-se portanto, a necessidade de desenvolvimento de mais pesquisas envolvendo os reatores FBBR para bioconversões de interesse.

## 6. RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 6.1 REATOR DE LEITO FLUIDIZADO EM ESCALA PILOTO PARA TRATAMENTO DO GLICEROL E PRODUÇÃO DE BIODIESEL

#### 6.1.1 Dimensionamento e Estabelecimento de parâmetros

##### 6.1.1.1 Caracterização do efluente

Partindo-se da caracterização físico-química do glicerol bruto realizada por Albuquerque (2014), proveniente da indústria de biodiesel Biominas localizada em Itaúna, Minas Gerais, abstrai-se a seguinte composição:

**Figura 31:** Composição físico-química do efluente da produção de biodiesel.

Componente	Concentração (g/L)
Proteínas	23,20
Carboidratos	11,40
Lipídeos	612,10
Fósforo	2,02
Cloreto	5,01
Glicerol	634,86
Sólidos Totais	828,10
Óleos e graxas	89,90
DQO	1122,80
DBO <sub>5</sub>	975,20

Fonte: Albuquerque (2014)

Como evidenciado anteriormente, trata-se de um substrato com elevada biodegradabilidade de ordem 1,15, no entanto, de acordo com Viana *et al.*, (2012), não recomenda-se a utilização direta de substratos com esse conteúdo elevado de DQO, uma vez que poderia acarretar sobrecarga orgânica afetando negativamente o consórcio microbiano, sendo assim, recomenda-se a diluição do efluente.

Em trabalho desenvolvido por Bosio (2014), que tratou glicerol em biorreator de leito fluidizado, partiu-se de uma concentração de 5 g/L.

Para estimativa do volume de glicerol a ser tratado, levou-se em consideração uma indústria de biodiesel produzindo aproximadamente 5000 L de biodiesel por dia, representando o glicerol 10% do volume total do biocombustível, de acordo com Santos (2011), logo têm-se 500 L/dia de efluente.

#### 6.1.1.2 Caracterização do Meio Suporte

O meio suporte escolhido é a borracha triturada, em função de sua viabilidade econômica e boas características de rugosidade e porosidade, consideradas ideais para a fixação dos microrganismos.

De acordo com Marques (2003), Barros (2012), Silva (2015) e Macário (2016), as características pertinentes a borracha triturada encontram-se dispostas na forma da tabela que segue:

**Tabela 3:** Caracterização da borracha triturada.

Borracha triturada	
$d_p$ = diâmetro médio da partícula (mm)	2,8 – 3,35 (média 3,075)
$\rho_s$ = densidade da partícula sólida (g/cm <sup>3</sup> )	1,14
$V_{mf}$ = Velocidade Mínima de Fluidização (cm/s)	1,18
Rugosidade (%)	18

**Fonte:** Marques (2003), Barros (2012), Silva (2015) e Macário (2016).

Para garantir-se que o material suporte encontra-se na dimensão adequada, recomenda-se o peneiramento da borracha triturada em aberturas de malha de 6 e 7 mesh, 3,35 cm e 2,80 cm, respectivamente. Empregando no reator as partículas sólidas que passam pela peneira de 6 mesh e ficam retidas na de 7 mesh, assim como executado pelos autores acima citados.

Propõe-se ainda, o tratamento da borracha triturada com solução de hidróxido de sódio (0,0075 M), objetivando a remoção de quaisquer impurezas e resíduos das partículas (BARROS, 2012).

O volume de cada partícula sólida ( $V_p$ ), idealizando seu formato ao de uma esfera perfeita, pode ser calculado a partir da equação 8, portanto:

$$V_p = \frac{\pi \cdot dp^3}{6} = \frac{\pi \cdot 0,003075^3}{6} = 1,5216 \cdot 10^{-8} \text{ m}^3 \text{ ou } 15,2 \text{ mm}^3$$

A massa de cada partícula por sua vez é calculada da seguinte maneira:

$$m = V_p \cdot \rho_s = 1,5216 \cdot 10^{-8} \cdot 1140 = 1,73 \cdot 10^{-5} \text{ Kg ou } 0,0173 \text{ g}$$

### 6.1.1.3 Dimensões do Reator

Para o dimensionamento do reator piloto fundamentou-se em trabalhos acadêmicos envolvendo reatores de leito fluidizado em escala piloto e plena, para tratamento de diversos tipos de substratos.

Estabeleceu-se o TDH de 12,5 minutos (750 segundos), partindo-se de TDH próximo ao empregado por Costa *et al.*, (2002) e volume total do reator equivalente a 0,5 m<sup>3</sup>, baseando-se nas escalas propostas por De Almeida (2001) e reatores aeróbios desenvolvidos por Costa *et al.*, (2002), Martins (2003), Gebara (2006) e Silva (2009).

Logo, pode-se determinar a vazão afluyente (Q) por meio da equação 71:

$$Q = \frac{V}{TDH} = \frac{0,5}{750} = 0,000666 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \text{ ou } 2400 \frac{\text{L}}{\text{h}}$$

Para obter-se a área de seção transversal do reator (A ou S), utiliza-se da equação da continuidade, sendo que a velocidade empregada (Vel) será a  $V_{mf}$  para a borracha triturada (1,18 cm/s ou 0,0118 m/s), logo:

$$A = \frac{Q}{Vel} = \frac{0,000666}{0,0118} = 0,05649 \text{ m}^2$$

Para estabelecimento do diâmetro (d) do reator, levando-se em consideração a equação do volume do cilindro, têm-se:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 0,268 \text{ m}$$

Já a altura do reator (h) foi determinada da seguinte forma:

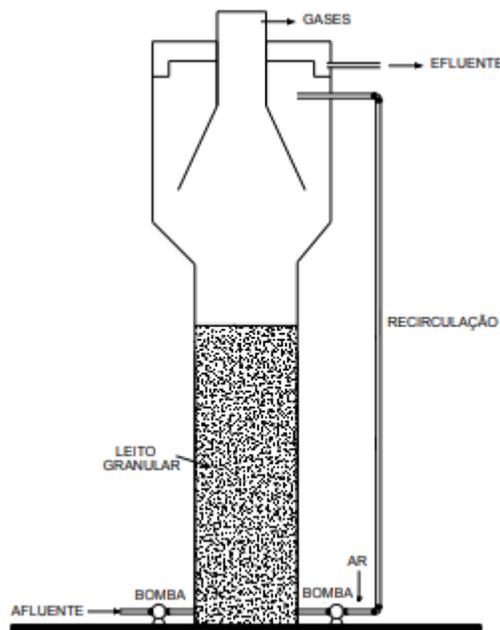
$$h = \frac{V}{A} = \frac{0,5}{0,05649} = 8,85 \text{ m}$$

Sendo assim, o reator proposto detêm diâmetro igual a 0,268 m, altura total igual a 8,85 m e volume total de 0,5 m<sup>3</sup>, podendo ser constituído de diversos materiais poliméricos, empregados por autores na literatura técnica.

Baseando-se na configuração de reator proposta por Mendonça (2004) e Silva (2009), o reator será composto por duas câmaras, a de reação de formato cilíndrico com altura de 6,394 m, diâmetro de 0,268 m e volume 0,3 m<sup>3</sup> e a câmara de sedimentação, em formato de cálice, de diâmetro inferior e superior de 0,268 m e 0,402 m, respectivamente, e volume 0,2 m<sup>3</sup>, cujo objetivo é evitar o arraste do material suporte para fora do reator.

A figura abaixo trata-se de um modelo representativo do reator FBBR piloto descrito.

**Figura 32:** Reator de leito fluidizado aeróbio em escala piloto proposto



**Fonte:** Adaptado de Silva (2009).

Conforme Gebara (2006), objetivando promover a fluidização do reator sem grandes gastos energéticos recomenda-se que a relação  $h/d$  seja a maior possível. Ao comparar-se as dimensões do reator proposto com os diversos reatores descritos na literatura técnica, observa-se que os parâmetros estabelecidos estão condizentes e a relação  $h/d$  obtida foi de 34, similar as relações observadas na Tabela 2.

#### 6.1.1.4 Razão de recirculação ( $r$ ) e Vazão de Recirculação ( $Q_r$ )

Levando-se em consideração todos os aspectos anteriormente citados e como evidenciado na figura 32, o fluxo se dará sentido ascendente, pelo fundo do reator. O sistema será dotado de 2 bombas, uma para a alimentação do reator e outra para a recirculação do efluente, onde também será injetado ar no sistema, possibilitando o ambiente aeróbico para a biodegradação do substrato.

De acordo com Silva (2009), o sistema de aeração pode ser efetuado por oxigênio puro, por meio de tanques criogênicos ou por ar atmosférico, empregando compressor. Visto que a injeção de oxigênio puro é pouco atraente economicamente, dada a necessidade de manutenção e custos, opta-se pela injeção de ar atmosférico por meio

de compressor, no entanto, como propõe-se o emprego de cultura pura de bactérias (*P. aeruginosa*), recomenda-se a esterilização, evitando a inoculação de bactérias do ar no ambiente do reator.

Salienta-se, no entanto, a necessidade de estudos mais aprofundados com relação a operação do reator em *under non-sterile conditions* e as implicações no tratamento do glicerol e geração de biossurfactante.

A vazão de alimentação ou afluente (Q) foi previamente determinada no tópico anterior, deve-se agora determinar a Vazão de Recirculação. Para tal, parte-se do conceito de razão de recirculação (r) dado pela equação que segue:

$$r = \frac{Qr}{Q} \quad \text{Eq. 73}$$

Não há um consenso na literatura técnica de qual seria a razão de recirculação ideal, uma vez que é de determinação experimental e depende de diversos fatores como o substrato empregado, comunidade microbiana utilizada, velocidade mínima de fluidização, TDH, entre outros aspectos. Deve-se ainda reduzir a recirculação do efluente no mínimo possível, objetivando diminuir os custos de operação do reator, sem negligenciar, no entanto, as condições hidrodinâmicas estabelecidas para o projeto (GEBARA, 2006).

Silva (2009) avaliou a eficiência de tratamento de esgoto sanitário em reator de leito fluidizado de escala industrial, operado em regiões aeróbia e anaeróbia sobrepostas, utilizando uma razão de recirculação igual a 2. Empregando-se essa mesma razão de recirculação para o reator proposto, obtém-se a seguinte vazão de recirculação:

$$Qr = Q \cdot r = 0,000666 \cdot 2 = 0,00132 \frac{m^3}{s} \text{ ou } 4752 \frac{L}{h}$$

#### 6.1.1.5 Estimativa da quantidade de borracha triturada

De acordo com Almeida (2021), estabelece-se a relação de h/3 para estimar a quantidade de partículas sólidas empregadas no reator, sendo assim, o volume total ocupado pelas partículas sólidas ( $V_{p \text{ total}}$ ) será dado por:

$$V_{p \text{ total}} = \left(\frac{h}{3}\right) \cdot A = \frac{8,85}{3} \cdot 0,05649 = 0,1666 \text{ m}^3$$

Agora dividindo-se esse volume total pelo volume de cada partícula obtêm-se uma estimativa da quantidade de partículas sólidas no reator:

$$\text{Quantidade de partículas} = \frac{0,1666}{1,5216 \cdot 10^{-8}} = 10953048,02$$

Agora, multiplicando-se pela massa de cada partícula a massa total de borracha triturada necessária para o reator proposto:

$$m \text{ total de partículas} = 10953048,04 \cdot 1,73 \cdot 10^{-5} = 190 \text{ kg}$$

#### 6.1.1.6 Inoculação da biomassa e Operação do reator

O microrganismo recomendado para compor a biomassa do reator é a *Pseudomona aeruginosa*, empregada por diversos pesquisadores como Lovaglio (2011), Henkel *et al.* (2012), Sousa *et al.* (2014), Bryam; Lovaglio; Contiero (2017), entre outros. Trata-se de um microrganismo facultativo podendo estabelecer-se em ambientes aeróbios e anaeróbios, utilizando o oxigênio ou nitrato como acceptor final de elétrons, o que possibilita maior flexibilidade nas condições de operação do reator.

Segundo Barros (2012), para a partida do reator recomenda-se a inoculação de 10% de biomassa e o restante de efluente, operando o reator em circuito fechado com recirculação do inóculo, em modo batelada por aproximadamente 48 horas, objetivando a aclimatação e acúmulo da biomassa, bem como fixação dos microorganismos no material suporte. Após esse período, o reator poderá receber o afluente com alimentação contínua e recirculação.

Também faz-se necessário o bom controle da temperatura no reator, buscando-se as maiores taxas de conversão possíveis, Balieiro (2017) recomenda temperatura de 37°C. Antiespumante também pode ser administrado quando necessário, evitando interferências nas condições hidrodinâmicas do reator.

#### 6.1.1.7 Estimativa do Consumo de Glicerol e Geração de Biossurfactante

Alguns dos métodos analíticos utilizados para determinação da concentração de ramnolipídios e do consumo de substrato, descritos por Lovaglio (2011), Ceccato (2013) Silva (2014), Balieiro (2017), Bryam; Lovaglio; Contiero (2017), entre outros, são o método indireto proposto por Chandrakahan; Bemiller (1980), que consiste em uma análise de absorvância. Cita-se também a extração dos ramnolipídios, por precipitação, utilizando-se de  $H_3PO_4$  (85%) e acetato de etila, associado a derivatização, processo que liga um radical a cadeia de ácido graxo para que o ramnolipídio possa ser identificado na etapa seguinte, segundo descrito por Schenk, Schuphan e Schmidt (1995) e, por fim, a utilização de Cromatografia líquida de alta eficiência (*High Performance Liquid Chromatography* – HPLC) com detector UV, proposto por Muller *et al.*, (2010).

Além do método de McGinley; Mott (2008) para determinação do glicerol residual por HPLC.

Para estimação de produção de ramnolipídio e consumo de glicerol no reator dimensionado, propõe-se um balanço de massa global. Para tal, faz-se necessário compreender alguns fundamentos e considerações realizadas. De acordo com Von Sperling (1996), o processo de tratamento se desenvolve em um volume definido por limites físicos, denominado reator, e as modificações na concentração e composição dos compostos, durante a permanência da água residuária no reator, são determinadas pelo transporte hidráulico dos compostos (entrada e saída), e as reações que ocorrem no interior do reator (produção e consumo), caracterizando, dessa forma, o balanço de massa.

Outro fator determinante, dentro do estudo da hidráulica dos reatores, é a configuração do reator, dependente do fluxo e padrão de mistura, que por sua vez, associa-se a forma geométrica, a quantidade de energia introduzida por unidade de volume, a escala do reator, entre outros fatores. Tem-se dois tipos de fluxo no reator, o intermitente ou batelada, que consiste em entrada e saída descontínuas, e contínuo, com entrada e saída contínuas. Sendo o reator proposto, de fluxo contínuo, com entrada e saída constantes, ou seja, a vazão que entra no reator é igual a vazão que sai dele.

Já com relação ao padrão de mistura, têm-se fluxo pistão, caracterizado pela entrada contínua das partículas em uma extremidade do reator, sendo descarregadas na

outra extremidade e sem mistura longitudinal, e mistura completa, definido pela dispersão total das partículas em todo corpo do reator, com fluxos de entrada e saída contínuos, sendo esse o modelo que mais assemelha-se aos reatores FBBR.

Como evidenciado anteriormente, o balanço de massa trata-se de uma descrição quantitativa dos materiais que entram, saem, são gerados, consumidos e acumulam-se no sistema, dentro de limites físicos definidos, e pode ser descrita pela equação que segue:

$$\text{Acumulação} = \text{Entrada} - \text{Saída} + \text{Produção} - \text{Consumo} \quad \text{Eq. 74}$$

$$\frac{d(C.V)}{dt} = Q.C_0 - Q.C + r_p.V - r_c.V \quad \text{Eq. 75}$$

Sendo: C: concentração do composto no tempo t ( $\text{ML}^{-3}$ );  $C_0$ : concentração do afluente do composto ( $\text{ML}^{-3}$ ); V: volume do reator (mistura completa) ( $\text{L}^3$ ); Q: vazão ( $\text{L}^3\text{T}^{-1}$ ); t: tempo (T);  $r_p$ : taxa de reação da produção do composto ( $\text{ML}^{-3}\text{T}^{-1}$ ) e  $r_c$ : taxa de consumo do composto ( $\text{ML}^{-3}\text{T}^{-1}$ ).

Em reatores biológicos cujos volumes são fixos tem-se  $dV/dt = 0$ , logo:

$$V \frac{dC}{dt} = Q.C_0 - QC + r_p.V - r_c.V \quad \text{Eq. 76}$$

Outra consideração realizada no modelo matemático do sistema é de estado estacionário (permanente) ou dinâmico. Para o estado estacionário, considera-se que não há acúmulos dentro do sistema ou volume analisado, sendo assim, as vazões e concentrações de entrada e saída são constantes e os termos negativos e positivos anulam-se resultando na equação a seguir:

$$0 = Q.C_0 - Q.C + r_p.V - r_c.V \quad \text{Eq. 77}$$

Já para o estado dinâmico, considera-se que há acúmulos do composto no sistema, sendo assim a concentração do composto é variável com o tempo, podendo aumentar ou diminuir em função do balanço dos termos positivos e negativos da equação, ou ainda em função de estímulos externos, como mudanças de temperatura por exemplo,

logo  $dC/dt \neq 0$ . Esse estado melhor representa o tratamento biológico em reatores e diversos modelos dinâmicos podem ser empregados averiguando-se os impactos dessas variações.

No que tange os tipos de reação, têm-se reação de ordem zero, cuja taxa de reação independe da concentração do reagente, ou seja é constante, reação de primeira ordem, cuja taxa de reação é diretamente proporcional à concentração do reagente e, por fim, de segunda ordem, cuja taxa de reação é proporcional ao quadrado da concentração do reagente. Sendo a taxa de reação dada pelas seguintes equações:

$$r = KC^n \quad \text{Eq. 78}$$

Sendo r: taxa de reação; K: constante de reação; C: concentração e n: ordem de reação (0, 1 ou 2)

Considerando que o reator dimensionado é de fluxo contínuo, mistura completa, formato tubular e volume fixo, em estado dinâmico e cuja reação descrita é de primeira ordem. Assumindo-se, também, concentração inicial de glicerol de 5 g/L e eficiência de remoção de substrato de 20%, assim como obtido por Bosio (2014), que tratou glicerol em reator anaeróbico de leito fluidizado, empregando cultura mista de bactérias. Podendo essa eficiência ser ainda maior, segundo Von Sperling (1996), dadas as altas taxas de remoção de matéria orgânica em reatores aeróbios.

E empregando-se taxas de reação de produção de composto ( $r_p$ ) de 0,6 g/h e de reação de consumo do composto ( $r_c$ ) de 3,5 g/h, retiradas de Balieiro (2017), que efetuou a conversão do glicerol em ramnolípido em biorreator, empregando a *Pseudomonas aeruginosa*, abstrai-se:

$$V \frac{dC}{dt} = Q \cdot C_0 - Q \cdot C + r_p \cdot V - r_c \cdot V$$

$$= \left( 2400 \left( \frac{L}{h} \right) \cdot 5 \left( \frac{g}{L} \right) - 2400 \left( \frac{L}{h} \right) \cdot 4 \left( \frac{g}{L} \right) \right) + \left( 0,6 \left( \frac{g}{h} \right) \cdot 500 L - 3,5 \left( \frac{g}{h} \right) \cdot 500 L \right) = 950 L \cdot \frac{g}{h}$$

Dividindo-se o resultado obtido pelo Volume do reator:

$$950 L \cdot \frac{g}{h} \cdot \frac{1}{500 L} = 1,9 \frac{g}{h}$$

Evidencia-se portanto, que o sistema realmente trata-se de um sistema dinâmico, uma vez que  $dC/dt \neq 0$ , têm-se portanto, que essa variação da concentração de entrada e saída em relação ao tempo é de 1,9 g/h, ou seja, há o acúmulo de glicerol no sistema da ordem de 1,9 g/h.

Agora, analisando-se a taxa de consumo de glicerol no reator, têm-se que:

$$rc.V = 3,5 \frac{g}{L.h} \cdot 500 L = 1750 \frac{g}{h}$$

Realizando-se a conversão para g/minutos e multiplicando-se pelo TDH estipulado para o reator de 12,5 minutos, obtêm-se:

$$1750 \frac{g}{h} \cdot \frac{1h}{60 min} = 29,17 \frac{g}{min} \cdot 12,5 min = 364,58 g$$

O consumo de glicerol será de 364,58 g a cada 12,5 minutos. Resultando no consumo diário de 42004,8 g de glicerol.

Já a taxa de produção de biossurfactante será de:

$$rp.V = 0,6 \frac{g}{L.h} \cdot 500 L = 300 \frac{g}{h}$$

Realizando-se o mesmo procedimento descrito anteriormente, têm-se:

$$300 \frac{g}{h} \cdot \frac{1h}{60 min} = 5 \frac{g}{min} \cdot 12,5 min = 62,5 g$$

Logo, há a produção de 62,5 g de biossurfactante no reator a cada 12,5 minutos, gerando a produção diária de 7200 g.

Salienta-se que os resultados obtidos são uma estimação, uma vez que são muitas as variáveis que afetam a eficiência de consumo de substrato e geração de produto. Deve-se portanto, com o reator em operação, amostrar o efluente periodicamente,

determinando-se as concentrações de entrada e saída e as taxas de reação obtidas, para obter-se valores mais condizentes com a realidade.

#### 6.1.1.8 Porosidade de mínima fluidização ( $\epsilon_{mf}$ ) e Densidade aparente do leito ( $\rho_{leito}$ )

A Porosidade mínima de fluidização ( $\epsilon_{mf}$ ) é calculada a partir da equação 53. Sabe-se que o volume do leito no instante de mínima fluidização é  $0,5 \text{ m}^3$  como evidenciado no tópico 6.1.1.3, logo:

$$\epsilon_{mf} = \frac{V_{leito\ mf} - V_p}{V_{leito\ mf}} = \frac{0,5 - 1,5216 \cdot 10^{-5}}{0,5} = 0,99$$

Observa-se que no instante que o reator desenvolve a velocidade mínima de fluidização sua porosidade encontra-se em torno de 99%, em conformidade ao estabelecido por Jeweel et al., (1981).

A densidade aparente do leito ( $\rho_{leito}$ ) é dada pela equação 32, e sabendo que a densidade do glicerol bruto é  $1020 \text{ kg/m}^3$  (MEDEIROS ET AL., 2015):

$$\rho_{leito} = \rho_s + (\epsilon(\rho_f - \rho_s)) = 1440 + (0,99 (1020 - 1440)) = 1024,2 \text{ kg/m}^3$$

Nota-se que a densidade aparente do leito é próxima a do fluido, isso em função das densidades da partícula sólida e do fluido serem próximas, situação considerada conveniente, de acordo com Cardoso (1988), uma vez que quanto maior essa diferença, maiores velocidades de fluidização devem ser empregadas e, conseqüentemente, maiores os gastos energéticos na operação do reator.

#### 6.1.1.9 Queda de Pressão no leito ( $\Delta P$ )

A queda de pressão no leito é determinada pela equação 47:

$$\Delta P = (\rho_s - \rho_f) \cdot (1 - \epsilon) \cdot L \cdot g = (1140 - 1020) \cdot (1 - 0,99) \cdot 8,85 \cdot 9,81 = 0,000317 \text{ N/m}^2$$

Conforme Gebara (2006), a queda de pressão ao longo do leito fluidizado é igual ao peso imerso das partículas sólidas por unidade de área da seção transversal da coluna, logo, no instante de Velocidade mínima de fluidização, esse peso imerso das partículas equivale a  $0,000317 \text{ N/m}^2$  no reator. Conforme o aumento da velocidade,

menor resistência a passagem, e o leito assumirá cada vez mais o comportamento do fluido (CORTEZ, 2002; BOJORGE, 2009).

6.1.1.10 Reynolds referente à partícula na condição de fluidização mínima ( $Re_{mf}$ );

Sabendo que a viscosidade do fluido é 1,41 Pa.s de acordo com Jardim (2009), pela equação 64 têm-se:

$$Re_{mf} = \frac{dp \cdot V_{mf} \cdot \rho_f}{\mu_f} = \frac{(0,003075 \cdot 0,0118 \cdot 1020)}{1,41} = 0,026$$

Sendo assim, o tipo de escoamento no reator, no instante de mínima fluidização, é de regime laminar.

6.1.1.11 Número de Froude ( $Fr$ );

Já o Número de Froude é obtido pela equação 69:

$$Fr = \frac{V_{mf}^2}{g \cdot dp} = \frac{0,0118}{9,81 \cdot 0,003075} = 0,0046$$

O número de Froude obtido, menor do que 1, determina fluidização particulada, típica de sistemas sólido-líquido de acordo com Roitman (2002), havendo uma expansão uniforme do leito no reator proposto.

## 7. CONCLUSÃO

A geração de resíduos industriais trata-se de um entrave ambiental cada vez mais emergente, aumentando-se o custo das empresas com acondicionamento e tratamento de seus resíduos. Torna-se imprescindível, portanto, o desenvolvimento de tecnologias que objetivem a transformação dos resíduos em sub-produtos ou em matérias primas para outras linhas de produção, destacando-se nesse contexto, os biorreatores de Leito Fluidizado (FBBR), que apresentam diversas potencialidades no tratamento de resíduos. Evidencia-se no entanto, a necessidade de desenvolvimento de mais pesquisas envolvendo os reatores FBBR para bioconversões de interesse.

O glicerol trata-se de um dos maiores resíduos gerados pela produção de biodiesel, tornando o escoamento do produto cada vez mais difícil e reduzindo seu valor

no mercado, sendo assim, o emprego de biotecnologias que transformem o glicerol em co-produtos de maior valor agregado podem ser uma alternativa interessante às empresas do setor energético. Cita-se o emprego da *Pseudomonas aeruginosa* para a produção de rhamnolípido ou biossurfactante.

O reator FBBR piloto dimensionado para tratamento do glicerol e produção de biossurfactante possui 8,85 m de altura, 0,268 m de diâmetro interno e 500 L de capacidade, utilizando a borracha triturada como material suporte. Sua estimativa de consumo de glicerol foi de 42004,8 g/dia e a produção de biossurfactante foi de 7200 g/dia. Salienta-se, porém, que estudos mais aprofundados com relação a operação do reator, parâmetros adotados, aspectos fluidodinâmicos, biodegradação realizada pelas *Pseudomonas*, entre outros, sejam conduzidos, averiguando-se as implicações no tratamento do glicerol e geração de biossurfactante.

Cita-se como sugestões, considerando uma hipotética implantação do reator, estudos cinéticos objetivando maior refinamento das taxas de consumo de substrato e geração de produto, uma vez que há uma escassez muito grande de trabalhos que empregaram o reator FBBR para tratamento de glicerol e geração de biossurfactante, utilizando *Pseudomonas aeruginosa*. Sugere-se também, o desenvolvimento de testes hidrodinâmicos com traçadores para determinação do regime hidráulico do reator e o quanto o mesmo aproxima-se de um padrão de escoamento ideal (mistura completa).

Há ainda a possibilidade de variação dos parâmetros adotados, tais quais concentrações de entrada do substrato, TDH, material suporte, entre outros, averiguando-se o desempenho do reator.

Conclui-se, portanto, que o reator FBBR detém grande potencial para tratamento de resíduos industriais, além de sua aplicabilidade para indústrias produtoras de biodiesel, como alternativa ao excedente de glicerol no mercado e como forma de agregar valor ao resíduo.

## 8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABDEL-MAWGOUD, M. A.; HAUSMANN, R.; LÉPINE, F.; MÜLLER, M. M.; DÉZIEL, E. Rhamnolipids: Detection, Analysis, Biosynthesis, Genetic Regulation, and Bioengineering of Production. Biosurfactans. Ed: Gloria Soberón-Chávez, Microbiology Monographs, Springer: Berlin, p. 13-44, 2011.

ABIQUIM - ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DA INDÚSTRIA QUÍMICA. Relatório do SDI – Sistema Dinâmico de Informações Estatísticas. São Paulo, 2008. 36 p.

ALBUQUERQUE, Giovanni Garcia Saboia de. **Diagnóstico Ambiental Relativo a Dioxinas e Furanos em Resíduos Sólidos e Efluentes de Estações de Tratamento de Efluentes de Fábricas de Celulose e Papel no Brasil.** 2019. 126 f. TCC (Graduação) - Curso de Química, Instituto de Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2019.

ALBUQUERQUE, Mariana Furtado Granato de. **Tratamento do Glicerol Bruto Proveniente da produção de Biodiesel visando a Geração de Metano.** 2014. 98 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Biotecnologia, Departamento de Ciências Biológicas, Universidade Federal de Ouro Preto, Ouro Preto, 2014.

ALMEIDA, Maria Clarinda de Araujo *et al.* Concentração de fenol em resíduos de laboratórios de análises clínicas. **Jornal Brasileiro de Patologia e Medicina Laboratorial.** Rio de Janeiro, p. 431-437. ago. 2011.

ALMEIDA, Priscilla de Souza. **Produção de HIDROGÊNIO E METANO A Partir da Co-digestão de Soro de Queijo e Glicerol em Reator Anaeróbio de Leito Fluidizado.** 2021. 215 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Centro de Ciências Exatas e Tecnologia, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2021.

ANDRADE, Leonardo Santos et al. Tecnologias Verdes para a Preservação do Meio Ambiente: Química Moderna e Meio Ambiente. In: CORRÊA, Arlene G.; ZUIN, Vânia G. Química Verde: Fundamentos e Aplicações. São Carlos: Edufscar, 2009. Cap. 7. p. 151-168.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. NBR 9800/1987: Critérios para lançamento de efluentes líquidos industriais no sistema coletor público de esgoto sanitário - Procedimento. Rio de Janeiro, 1987. 3 p.

BALIEIRO, G. O. T. **Produção de Biossurfactante por *Pseudomonas aeruginosa* LBI 2AI a partir de Glicerol Residual Proveniente da Produção de Biodiesel.** 2017. 60 f. TCC (Graduação) - Curso de Ciências Biológicas, Instituto de Biociências, Universidade Estadual Paulista "Júlio de Mesquita Filho", Rio Claro, 2017.

BANAT, I.M.; MAKKAR, R.S.; CAMEOTRA, S.S. Potential commercial application of microbial surfactants. *Appl. Microbiol. and Biotechnol.* Oxford, v. 53, p. 495-508, 2000.

BARBOSA, S. R. Tratamento de efluentes em reator de leito fluidizado seqüencial em batelada. Florianópolis, SC. 165p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental), UFSC. 2004.

BARROS, Aruana Rocha. **Produção de hidrogênio e etanol em reator anaeróbico de leito fluidizado: Avaliação do desempenho de três materiais suporte em diferentes condições operacionais.** 2012. 118 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia

Química, Centro de Ciências Exatas e de Tecnologia, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2012.

BARROS, F. F. C.; QUADROS, C. P.; JÚNIOR, M. R. M.; PASTORE, G. M. Surfactina: propriedades químicas, tecnológicas e funcionais para aplicações em alimentos. *Química Nova*, v.30, n°.2, p.409-414, 2007.

BARTHEL, L. **Estudo do Biofilme Desenvolvido em Reator de Leito Fluidizado Trifásico Aeróbico no Tratamento de Efluentes Têxteis**. Dissertação de Mestrado, UFSC, Florianópolis - SC, 80p.;1998.

BERGAMASCO, Rosângela; TAVARES, Célia Regina Granhen. Uso de Reator de Leito Fluidizado Trifásico no Tratamento dos Resíduos de Laticínios. *Unimar*, Maringá, v. 4, n. 19, p. 1087-1097, out. 1997.

BOJORGE, N.. Fluidização. 2009. Disponível em:  
[http://www.eq.ufrj.br/docentes/ninoska/docs\\_PDF/Fluidizacao\\_09.pdf](http://www.eq.ufrj.br/docentes/ninoska/docs_PDF/Fluidizacao_09.pdf). Acesso em: 26 jan. 2021.

BORTOLOTTO, A. F.N. Estratégias operacionais para nitrificação de esgoto urbano em reator de leito fluidizado em batelada. Florianópolis, SC. 127p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental), UFSC. 2004.

BOSANDER, J.; WESTLUND, A.D. Operation of full-scale fluidized-bed for desnitrification. *Water Science & Technology*, v. 41, n.9, p.115-121, 2000

BRYAM, Ana María Salazar. APROVEITAMENTO DE GLICEROL RESIDUAL COMO FONTE DE CARBONO PARA PRODUÇÃO DE RAMNOLÍPIDIOS POR LINHAGENS DE *Pseudomonas aeruginosa*. 2016. 41 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Ciências Biológicas, Instituto de Biociências, Universidade Estadual Paulista Unesp, Rio Claro - Sp, 2016.

BRYAM, Ana Maria; LOVAGLIO, Roberta Barros; CONTIERO, Jonas. Biodiesel byproduct bioconversion to rhamnolipids: upstream aspects. *Heliyon*, [S.L.], v. 3, n. 6, p. 1-19, jun. 2017. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.heliyon.2017.e00337>.

BUENO, S. M; SILVA, A. N. DA; GARCIA-CRUZ, C. H. Estudo d produção de biossurfactante em caldo de fermentação. *Química Nova*, v. XY, p. 1-6, 2010.

CABELLO, Paulo Eduardo; SCOGNAMIGLIO, Felipe Petrassi; TERÁN, Francisco JC. Tratamento de vinhaça em reator anaeróbico de leito fluidizado. *Engenharia Ambiental*, v. 6, n. 1, p. 321-338, 2009.

CALVO, C., Manzanera, M., SILVA-CASTRO, GA, UAD, I., & González-López, J. (2009). Aplicação de bioemulsificantes em processos de biorremediação de óleo de solo. *Perspectivas futuras. Science of The Total Environment*, 407 (12), 3634-3640. doi: 10.1016 / j.scitotenv.2008.07.008

CAMPOS, R.H. Estudo da remoção de carbono e nitrogênio de efluentes urbanos em um reator de leito fluidizado operado em bateladas seqüenciais. Florianópolis, SC. 238p. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental), UFSC. 2006.

CECCATO, Heloise Dugolin. PRODUÇÃO E APLICAÇÃO DE RAMNOLIPÍDIOS PRODUZIDOS POR *Pseudomonas aeruginosa* LBI 2A1. 2013. 64 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Ambiental, Instituto de Geociências e Ciências Exatas, Universidade Estadual Paulista (Unesp), Rio Claro, 2013.

CETESB – Companhia Estadual de Tecnologia de Saneamento Ambiental. **Guia Técnico de Produtos Lácteos – Série P+L**. São Paulo – SP, 2008.

CHANDRASEKARAN, E.V.; BEMILLER, J.N. Constituent analysis of glycosaminoglycans. In: *Methods in Carbohydrate Chemistry*, v.III, Academic Press, Nova York, p. 89-96, 1980.

CHENG, K-K.; ZHANG, J-A.; LIU, D-H.; SUN, Y.; LIU, H-J.; YANG, M-D.; XU, J-M.; *Process. Biochem.* 2007, 42, 740.

CHOI, H. Parametric study of brewery wastewater effluent treatment using *Chlorella vulgaris* microalgae. Departamento de Convergência de Energia e Meio Ambiente, Universidade Católica Kwandong, Coréia, 2016.

CHOUDHURY, N.; NAKLA, G.; ZHU, J. (2008). Load maximization of a liquid-solid circulation fluidized bed bioreactor for nitrogen removal from synthetic municipal wastewater. **Chemosphere**, Oxford, v.71, n.5, p.807-815, May.

Companhia Ambiental do Estado de São Paulo (CETESB). **Águas Interiores**. 2022. Disponível em: <https://cetesb.sp.gov.br/aguas-interiores/informacoes-basicas/tpos-de-agua/#:~:text=Dentro%20das%20%C3%A1guas%20doces%2C%20as,da%20utiliza%C3%A7%C3%A3o%20para%20diversos%20processos>. Acesso em: 23 maio 2022.

CORREIA, Gleyce Teixeira et al. Desempenho de Reatores Aeróbios de Leito Fluidizado com Circulação interna na remoção de matéria carbonácea tratando diferentes águas residuárias. **Interciência**, v. 37, n. 4, p. 266-271, 2012.

COSTA, R. H. R., SALES, R., BASSANI, L.; Cinética de degradação de efluente têxtil por biofilme em leito fluidizado trifásico aeróbico. (S.D.)

COSTA, R.H.R, CAMPOS, R.H., MARTINS, C.L., SILVEIRA, R.A., HOFFMANN, H., BELLI FILHO, P. e Pós-Tratamento de Efluente Anaeróbico Utilizando Leito Fluidizado Trifásico Aeróbico. In: XIV Congresso Brasileiro de Engenharia Química, COBEQ. Natal, RN. 2002.

COSTA, S.R.A. (1994). **Remoção de fenol em reator anaeróbico de leito fluidizado de carvão ativado**. 199p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1994.

COSTA, Siddhartha G. V. A. O.; LÉPINE, François; MILOT, Sylvain; DÉZIEL, Eric; NITSCHKE, Marcia; CONTIERO, Jonas. Cassava wastewater as a substrate for the simultaneous production of rhamnolipids and polyhydroxyalkanoates by *Pseudomonas aeruginosa*. *Journal Of Industrial Microbiology & Biotechnology*, [S.L.], v. 36, n. 8, p. 1063-1072, 27 maio 2009. Oxford University Press (OUP).  
<http://dx.doi.org/10.1007/s10295-009-0590-3>.

COSTA, T. B. Produção de hidrogênio e metano a partir de glicerol bruto e cultura mista em reatores anaeróbios de leito fluidizado termofílicos. 2017. 146f. Dissertação (Mestrado) – Centro de Ciências Exatas e de Tecnologia, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2017

DA COSTA, Rejane Helena Ribeiro et al. Reatores de leito fluidizado: Potencialidades para o tratamento de efluentes (2011).

DASARI, M.A.; KIATSIMKUL, P.P.; SUTTERLIN, W.R.; SUPPES, G.J. Low-pressure hydrogenolysis of glycerol to propylene glycol. *Applied Catalysis A: General*, v. 281, n. 1, p. 225-231, 2005.

DE ALMEIDA LIMA, Urgel *et al.* **Biotecnologia Industrial-Vol. 2: Engenharia Bioquímica**. Editora Blucher, 2001.

DE ALMEIDA LIMA, Urgel *et al.* **Biotecnologia Industrial-Vol. 3: Processos fermentativos e enzimáticos**. Editora Blucher, 2001.

DEMPSEY, M. J. et al. (2006). The Expanded bed biofilter: combined nitrification, solids destruction and removal of bacteria. **Water Science and Technology**, Oxford, v.54, n.8, p.37-46.

DILLIS, S.S.; APPERSON, A.; SCHMIDT, M.R.; SAIER, M.H.; *Microbiol. Rev.* 1980, 44, 385.

DISTLER, G.A., RUSSO, C., SANT'ANNA JR., G.L. Tratamento de esgoto em reator aeróbio de leito fluidizado trifásico. *Anais do 18º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. Salvador – Ba. ABES. Edição eletrônica. 1995.

EDWARDS, D. E., & HEITKAMP, M. A. (1992). Application of Immobilized Cell Technology for Biotreatment of Industrial Waste Streams. *Industrial Environmental Chemistry*, 247–259. doi:10.1007/978-1-4899-2320-2\_18

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA (EPE) (Brasil). ANÁLISE DE CONJUNTURA DOS BIOCOMBUSTÍVEIS. 2019.

FARIAS, Jean Lucas Ribeiro de *et al.* Secagem de levedura residual para obtenção de farinha proteica. In: X SEMINÁRIO DE EXTENSÃO E INOVAÇÃO, 10., 2020, Toledo. **Proceeding**. Toledo: Universidade Tecnológica Federal do Paraná, 2020. p. 1-10.

FDEZ-POLANCO, REAL, F.J.; GARCIA, P.A. Behavior of na anaerobic/aerobic pilot scale fluidized bed for the simultaneous removal of carbono and nitrogen. **Water Science & Technology**, v. 29, n.10/11, p.339-346, 1994

FERREIRA, Camila dos Santos; CUNHA-SANTINO, Marcela Bianchessi. MONITORAMENTO DA QUALIDADE DA ÁGUA DO RIO MONJOLINHO: A LIMNOLOGIA COMO UMA FERRAMENTA PARA A GESTÃO AMBIENTAL. **Revista de Estudos Ambientais**, São Carlos, v. 1, n. 16, p. 27-37, jun. 2014. Disponível em: <https://bu.furb.br/ojs/index.php/rea/article/view/4382/2888>. Acesso em: 16 ago. 2021.

FERREIRA, Camila dos Santos; CUNHA-SANTINO, Marcela Bianchessi. MONITORAMENTO DA QUALIDADE DA ÁGUA DO RIO MONJOLINHO: A LIMNOLOGIA COMO UMA FERRAMENTA PARA A GESTÃO AMBIENTAL. **Revista de Estudos Ambientais**, São Carlos, v. 1, n. 16, p. 27-37, jun. 2014. Disponível em: <https://bu.furb.br/ojs/index.php/rea/article/view/4382/2888>. Acesso em: 16 ago. 2021.

FREIRE, W.J.; CORTEZ, L.B. Vinhaça de cana de açúcar. Livraria e Editora Agropecuária, Guaíba - RS, 2000. v. 1, 203p.

GARDENER, D. A., M. T. SUIDAN, and H. A. KOBAYASHI. 1988. Role of GAC activity and particle size during the fluidized-bed anaerobic treatment of refinery sour water stripper bottoms. *Journal WPCF* 60(4):505-513.

GEBARA, D. Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário. São Paulo, SP. 399p. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Sanitária) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Hidráulica e Sanitária, USP. 2006.

GEBARA, D.; SOBRINHO, M.D.; JÚNIOR, H.C.R. Desempenho de Reatores Aeróbios de Leito Fluidizado Operando com Diferentes Concentrações do Meio Suporte e Tipos de Injetores. In: XXVIII Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental – ancun, México; 2002.

GONÇALVES, R.F.; CHERNICHARO, C.A.L.; ANDRADE NETO, C.O.; SOBRINHO, P.A.; KATO, M.T.; COSTA, R.H.R.; AISSE, M.M. e ZAIAT, M. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Capítulo 4- Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilmes. *PROSAB 2*, pp.171-278. 2001.

GONÇALVES, R.F.; CHERNICHARO, C.A.L.; NETO, C.O.A.; ALEM SOBRINHO, P.; ATO, M.T.; COSTA, R.H.R.; AISSE, M.M.; ZAIAT, M. Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios. Cap.4 – Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios por Reatores com Biofilme – p.171-278; *PROSAB 2*; 2001.

GRANDO-ALVES, K.C.G. Tratamento de efluentes têxteis usando reator de leito fluidizado trifásico aeróbio com pré e pós-ozonização. Dissertação de Mestrado em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina, 90p.; 2000.

GROHMANN, F. Superfície específica do solo de unidades de mapeamento do estado de são paulo. I - Estudo de perfis com horizonte B textural e horizonte B latossólico. *Bragantia - Boletim Científico do Instituto Agrônomo do Estado de São Paulo, Campinas*, v. 31, n. 13, p. 145-165, abr. 1972.

GUERRA-SANTOS, Luis; KAPPELI, Othmar; FIECHTER, Armin. Pseudomonas aeruginosa Biosurfactant Production in Continuous Culture with Glucose as Carbon Source. *American Society For Microbiology: APPLIED AND ENVIRONMENTAL MICROBIOLOGY, Zurich*, v. 48, n. 2, p. 301-305, 25 maio 1984.

HA, J. H.; ONG, S. K. (2007). Nitrification and desnitrification in partially aerated biological aerater filter (BAF) with dual size sand media. **Water Science and Technology**, Oxford, v.55, n.1, p.9-17

HEIJEN, S. J., A. MULDER, R. WELTEVREDE, P. H. HOLS, and H. L. J. M. VAN LEEUWEN. 1990. Large-scale anaerobic/aerobic treatment of industrial wastewater using immobilized biomass in fluidized bed and air-lift suspension reactors. *Chem. Eng. Technology* 13:202-208.

HEIN DE CAMPOS, R. Utilização de Reator de Leito Fluidizado Trifásico Aeróbio em Sistema de Tratamento Combinado de Águas Residuárias. Dissertação de Mestrado, UFSC, Florianópolis –SC, 113 p.; 2001.

HENKEL, M.; MÜLLER, M. M.; KÜGLER, J. H.; LOVAGLIO, R. B.; CONTIERO, J.; HAUSMANN, R. Rhamnolipids as biosurfactants from renewable resources: Concepts for next-generation rhamnolipid production. *Process Biochemistry*, v. 47, p. 1207-1219, 2012.

HOLLADAY, D. W., C. W. HANCHER, C. D. SCOTT, and D. D. CHILOTE. 1978. Biodegradation of phenolic waste liquors in stirred-tank, packed-bed and fluidized-bed bioreactors. *Journal WPCF* 50(11): 2573-2589.

HOSAKA, Y., T. MINAMI, and S. NASUNO. 1991. Fluidized-bed biological nitrogen removal. *Water, Environment, and Technology*. August: 48-51.

ITO, T.; NAKASHIMADA, Y.; SENBA, K.; MATSUI, T.; NISHIO, M. ; J. Biosci. Bioeng. 2005, 100, 260.

JARDIM, Renato F.; VERAS, Maria Isabel; SANTOS, Edelberto José dos. **Determinação do coeficiente de viscosidade de líquidos**. São Paulo: Edusp, 2009. 17 p. Instituto de Física da Universidade de São Paulo.

JARDIM, WILSON F.; CANELA, MARIA CRISTINA. 2004. Fundamentos da Oxidação Química No Tratamento de Efluentes e Remediação de Solos. UNICAMP. Campinas

JARVIS, F.G.; JOHNSON, M.J. A glyco-lipid by Pseudomonas aeruginosa. *J. Am. Chem. Soc.*, v.71, 4124-4126, 1949.

JERIS, J. S., R. O. OWENS, R. HICKEY, and F. FLOOD. 1977. Biological fluidized-bed treatment for BOD and nitrogen removal. *Journal WPCF* 49:816-831.

JEWELL, J.W. et al. (1981). *Anaerobic Attached Film Expanded Bed Process*. A Collection of Papers, New York. College of Agriculture and Life Sciences.

JORDENING, H.J.; MOSCHE, M. Full scale anaerobic fluidized bed reactors for digestion of industrial, wastewater. In: **PROGRAM AND PROCEEDINGS CONFERENCE ON BIOFILM SYSTEMS**, New York, 1999. International Association on Water Quality (IAWQ), 1999, p.17-20

KRAEMER, Maria Elisabeth Pereira. Resíduos Industriais e a Questão Ambiental. In: II SIMPÓSIO DE EXCELÊNCIA EM GESTÃO E TECNOLOGIA – SEGET, 2, 2005, Rio de Janeiro. Simpósio. Rio de Janeiro: Seget, 2005. p. 670-683.

LANG, S.; WAGNER, F. Em *Biosurfactants: production, properties, applications*; Kosaric, N., ed.; Marcel Decker: New York, 1993, cap. 8.

LASSMAN, A.A. et al. (2006). Simultaneous removal of carbon and nitrogen in an anaerobic inverse fluidized bed reactor. **Water Science and Technology**, Oxford, v.54, n.2, p.111-117.

LERTPOCASOMBUT, K. , CAPDEVILLE, B. and ROQUES, H. Application of aerobic biofilm growth in a three-phase fluidized-bed reactor for biological wastewater treatment. IN: 2nd Asian Conference on Water Pollution Control in Asia, Bangkok, Thailand, 1988.

LÔBO, Ivon Pinheiro; FERREIRA, Sérgio Luis Costa; CRUZ, Rosenira Serpa da. Biodiesel: parâmetros de qualidade e métodos analíticos. **Química nova**, v. 32, p. 1596-1608, 2009.

LOVAGLIO, R. B. Produção de rhamnolipídios por mutantes de *Pseudomonas aeruginosa* LBI. Tese (Doutorado em Ciências Biológicas, Microbiologia Aplicada) – Instituto de Biociências, Universidade Estadual Paulista –UNESP. Rio Claro, 2011.

LOVAGLIO, R.; SILVA, V.; CAPELINI, T.; EBERLIN, M.; HAUSMANN, R.; HENKEL, M.; CONTIERO, J. Rhamnolipids Production by a *Pseudomonas aeruginosa* LBI Mutant: Solutions and Homologs Characterization. *Tenside Surf. Det.*, v. 51, p. 397-405, 2014.

MACÁRIO, Schayanna Costa de Almeida et al. Influência do inóculo na produção de hidrogênio a partir do soro de queijo em pó, da lactose isolada e do efluente da indústria de laticínios em reator anaeróbio de leite fluidificado. 2016.

MAIER, R., SOBERÓN-CHÁVEZ, G. *Pseudomonas aeruginosa* rhamnolipids: biosynthesis and potential applications. *Appl Microbiol Biotechnol* 54, 625–633 (2000). <https://doi.org/10.1007/s002530000443>

MAKKAR, R. S.; CAMEOTRA, S. S. ARA, I.; MULLIGAN, C. N. Conversion of Cr(VI) in water and soil using rhamnolipid. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, v. 58, p. 428-434, 2002.

MAKKAR, R.S; CAMEOTRA, S.S. Synthesis of biosurfactants in extreme conditions. Appl. Microbiol. Biotechnol. Oxford, v. 50, p. 520-529, 1998.

MANEERAT, S. Production os biosurfactantes using substrates from renewable-resources. Songklanakar J. Sci. Technol., 2005, 27 (3): 675-683.

MARAGNO, A.L.F. e CAMPOS, J.R. Potencialidade de Reator Anaeróbico de leito Fluidificado Para Tratamento de Águas Residuárias. In: 16º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, Goiânia, GO, Vol. 2, Tomo IV, 82-98. 1991.

MARAGNO, A.L.F.C. (1988). **Tratamento de águas residuárias de baixa concentração de matéria orgânica em reator anaeróbico de leito fluifificado**. 117 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1988.

MARCHANT, R.; BANAT I. M. Biosurfactants: A sustainable replacement for chemical surfactants? Biotechnology letters, v. 34, p. 1597-1605, 2012.

MARQUES, Jose Jailton. Desenvolvimento de um reator de leito fluidizado hibrido para o tratamento de efluentes industriais. 2003. 203p. Tese (doutorado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química, Campinas, SP. Disponível em: <<http://www.repositorio.unicamp.br/handle/REPOSIP/267430>>. Acesso em: 18 fev. 2022.

MARTINS, Cláudia Lavina. Comportamento de reator de leito fluidizado trifásico aeróbio utilizando diferentes materiais suporte. 2003. 175 f. Dissertação (Doutorado) - Curso de Engenharia Ambiental, Centro Tecnológico, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2003.

MARTINS, Fernanda Lisboa; TERAN, Francisco Javier Cuba; TAVARES, Adryelly Moreira. II-149-TRATAMENTO DE EFLUENTE FARMACÊUTICO POR MEIO DE PROCESSO ANAERÓBIO E PROCESSOS OXIDATIVOS AVANÇADOS EM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO (2017).

MCGINLEY M.; MOTT J. Bioethanol Production Monitoring using Ion Exclusion HPLC with Rezex™ ROA Column. Application HPLC,2008.

MEDEIROS, Janaína Fernandes *et al.* Caracterização da Glicerina proveniente da Produção de Biodiesel por Rota Etílica e Metílica. in: i Congresso Nacional de Engenharia de Petróleo, Gás natural e Biocombustíveis, 1., 2015, Paraná. **Proceeding**. Paraná: Conepetro, 2015. p. 1-5.

MEINICKE, R.M.; VENDRUSCOLO, F.; NINOW, J.L. Anais do XVI Simpósio Nacional de Bioprocessos, Curitiba, Brasil, 2007.

MENDONÇA, N.M. (2004). **Remoção simultânea de DQO e N em um único reator de leito expandido com zonas anaeróbia e aeróbia**. 204p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2004.

MENDONÇA, N.M.; SIMAN, R.R.; NICIURA, C.L.; CAMPOS, J.R. Aplicabilidade de reator anaeróbio de leito expandido em escala plena no pré-tratamento de esgoto sanitário: Aspectos de desempenho, produção de lodo e efluente. In: 23º Congresso de Engenharia Sanitária e Ambiental. ABES. Campo Grande, MS. 2005.

METCALF & EDDY. Wastewater Engineering – Treatment – Disposal – Reuse. Third Edition, New York: McGraw-Hill International Editions, 1991.

MIRANDA, D. A.; YOGUI, G. T., 2012. Determinação gravimétrica de peso seco em amostras de sedimento e tecido biológico. Procedimento Operacional Padrão OrgaMAR-2012-02. Revisão nº1. Laboratório de Compostos Orgânicos em Ecossistemas Costeiros e Marinhos, Departamento de Oceanografia, Universidade Federal de Pernambuco, 7p.

MIRANDA, Gilliani Peixoto. MODELAGEM E SIMULAÇÃO DE REATORES DE LEITO FLUIDIZADO PARA GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA. 2014. 130 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro Ufrj, Rio de Janeiro, 2014. Cap. 2.

MONTEIRO, S. A., SASSAKI, G. L., SOUZA, L. M. DE., MEIRA, J. A., ARAÚJO, J. M. DE., MITCHELL, D. A., RAMOS, L. P., KRIEGER, N. Molecular and structural characterization of the biosurfactant produced by *Pseudomonas aeruginosa* DAUPE 614, Chemistry and Physics of Lipids, Volume 147, Issue 1, 2007, Pages 1-13, ISSN 0009-3084, <https://doi.org/10.1016/j.chemphyslip.2007.02.001>

MUKHERJEE, S., DAS, P., & SEM, R. (2006). Towards commercial production of microbial surfactants. Trends in Biotechnology, 24 (11), 509-515. Doi: 10.1016/j.tibtech.2006.09.005

MULLER, J. M. Material Didático. “Escoamento em Meios Porosos - Leito Fixo”. Departamento de Engenharia Química e Engenharia de Alimentos, UFSC. Disponível em: < [http://www.enq.ufsc.br/muller/operacoes\\_unitarias\\_qm/Leito%20Fixo.pdf](http://www.enq.ufsc.br/muller/operacoes_unitarias_qm/Leito%20Fixo.pdf) > . Acesso em 14/02/2022.

MÜLLER, M M, HÖRMANN, B, SYLDATK, C, HAUSMANN, R. *Pseudomonas aeruginosa* PAO1 as a model for rhamnolipid production in bioreactor systems. Appl. Microbiol. Biotechnol, v. 87, p. 167-174, 2010.

MULLIGAN, C. N. Environment applications for biosurfactants. Environmental pollution, v. 133, p. 183-198, 2005.

OLIVEIRA, F. J. S.; VAZQUEZ, L.; de CAMPOS, N. P.; FRANCA, F. P. Production of rhamnolipids by a *Pseudomonas alcaligenes* strain. Process Biochemistry, v. 44, p. 383–9, 2008.

OLIVER, J. W. H. (1981). Modification of paving asphalts by digestion with scrap rubber. Transportation Research Record 821, Transportation Research Board, Washington, D.C. Estados Unidos.

PAPANIKOLAOU, S.; MUNIGLIA, L.; CHEVALOT, I.; AGGELIS, G.; MARC, I.; J. Appl. Microb. 2002, 92, 737.

PATEL, A.; ZHU, J.; NAKLA, G. (2006). Simultaneous carbon, nitrogen and phosphorus removal from municipal wastewater in a circulating fluidized bed bioreactor. **Chemosphere**, Oxford, v.65, p. 1103-1112, Nov.

PEITER, Gabrielle Caroline et al. ALTERNATIVAS PARA O USO DO GLICEROL PRODUZIDO A PARTIR DO BIODIESEL. Revista Brasileira de Energia Renováveis, Palotina-Pr, v. 5, n. 4, p. 519-537, out. 2016.

PEREIRA JR, Nei; BON, EP da S.; FERRARA, M. A. Tecnologia de bioprocessos. **Rio de Janeiro: Escola de Química/UFRJ**, p. 63, 2008.

PEREIRA, J. A. R. et al. Reator anaeróbico de leito expandido: Uma alternativa para tratamento de esgoto sanitário em zonas urbanas. In: Programa de Saneamento Básico (PROSAB). Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbico e disposição controlada no solo - Coletânea de trabalhos técnicos 2000.

PEREIRA, J. A. R. Geração de resíduos industriais e controle ambiental. Saber. Ciências Exatas e Tecnologia, Belém, v.3, 31 p .2001.

PORNSUNTHORNTAWEE, O.; WONGPANIT, P.; RUJIRAVANIR, R. Rhamnolipid Biosurfactants: Production and their potential in environmental biotechnology. CHAPTER 16: BIOSURFACTANTS. ED: RAMKRISNA SEN, LANDES BIO SCIENCE & SPRINGER SCIENCE: BANGKOK, TAILÂNDIA, p. 211-221, 2010.

RAO, G. A. et al. pH regulation of alkaline wastewater with carbon dioxide: a case study of treatment of brewery wastewater in UASB reactor coupled with absorber. Bioresource Technology, v .98, p. 2131-2136, 2006.

RECH, Fernanda Roberta. Efeito do uso de Glicerol Residual e carreadores de oxigênio sobre a produção de lipases de *Stephylococcus warneri* EX17. 2010. 78 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Ciência e Tecnologia de Alimentos, Instituto de Ciência e Tecnologia de Alimentos, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2010.

RIBAS, Maria Magdalena Ferreira. **Tratamento de vinhaça em reator anaeróbio operado em batelada sequencial contendo biomassa sob condições termofílicas e mesofílicas**. 2006. 198 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Civil, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

RIVALDI, J. D.; SARROUH, B. F.; FIORILO, R.; SILVA, S. S. Estratégias biotecnológicas para o aproveitamento do glicerol gerado da produção de biodiesel. Biotecnologia Ciência & Desenvolvimento, v. 37, p 44-51, 2008.

ROBERT, M. et al. Effect of the carbon source on biosurfactant production by *Pseudomonas aeruginosa* 44T1. *Biotechnol Lett* 11, 871–874 (1989).  
<https://doi.org/10.1007/BF01026843>

ROITMAN, V., “Operações Unitárias”. Equipe Petrobras, Curitiba, 2002. Disponível em: <[http://www.dequi.eel.usp.br/~felix/OU\\_Petrobras.pdf](http://www.dequi.eel.usp.br/~felix/OU_Petrobras.pdf)>. Acesso em 12/02/2021.

SADER, Leandro Takano. **Avaliação de partículas poliméricas como material suporte em reator anaeróbio de leito fluidizado no Tratamento de Fenol**. 2005. 158 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Centro de Ciências Exatas e Tecnologia, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2005.

SÁNCHEZ, Iván A.; MATSUMOTO, Tsunao. Ammonia removal in a water recirculating system for tilapia using an aerobic three-phase fluidized-bed reactor. **Revista Colombiana de Ciencias Pecuarias**, v. 24, n. 3, p. 263-271, 2011.

SANTOS, A. F. Novas perspectivas da glicerina-síntese de novos nitratos com propriedades farmacológicas e melhoradores de cetano. 2009, f.116. Dissertação (Mestrado em Química - Química Orgânica) - Universidade Federal da Paraíba, 2009.

SAROUGH, Boutros Fouad. **Estudo da produção biotecnológica de Xilitol em Reator Fluidizado utilizando bagaço de cana-de-açúcar e células imobilizadas: Avaliação de parâmetros operacionais e Viabilidade econômica**. 2009. 185 f. Tese (Doutorado) - Curso de Biotecnologia, Escola de Engenharia de Lorena, Universidade de São Paulo, Lorena, 2009.

SARUBBO, L. A.; LUNA, J. M.; CAMPOS-TAKAKI, G. M. Production and stability studies of bioemulsifier obtaneid from a new strais of *Candida glabrata* UCP 1002. *Electron. J. Biotechnol.* V.9, p. 400, 2006.

SCHENK, T.; SCHUPHAN, I.; SCHMIDT, B. High Performance liquid chromatographic determination of the rhamnolipids produced by *Pseudomonas aeruginosa*. *J. Chromatogr.*, v. 693, p. 7-13, 1995.

SCHIFINO, José. **Tópicos de Físico-Química**. Porto Alegre: UFRGS, 2013. 344 p. (Graduação).

SEMON, J.; SADICK, T.; PALUMBO, D.; SANTORO, M.; KEENAN, P. Biological upflow fluidized bed desnitrification reactor demonstration Project Stamford, CT.USA. **Water Science & Technology**, v. 36, n.1, p. 139-146, 1997

SHIVAPRASAD, R. S., BALASUBRAMANIAN, A., SURESH, B., 2011, “Sequencing batch reactor as na efficient alternative to wastewater treatment: A model from pharmaceutical industries”. *Nature Environment and Pollution Technology* 10, 167–172.

SILVA, Aline Neves da. Produção de hidrogênio a partir de efluentes de laticínios. 2019. 94 f. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento) – Centro de

Tecnologia, Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento, Universidade Federal de Alagoas, Maceió, 2015.

SILVA, Cinthya Barbosa da. VALORIZAÇÃO BIOTECNOLÓGICA DO GLICEROL RESIDUAL DO BODIESEL PARA PRODUÇÃO DE BIOMASSA E LIPÍDEO UNICELULAR (SCO) POR *Mucor circinelloides* UCP 050 ISOLADO DE MANGUEZAL. 2014. 130 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Desenvolvimento de Processos Ambientais, Universidade Católica de Pernambuco, Recife, 2014.

SILVA, ET AL. (1995). **Tratamento aeróbio de fenol em reator de leito fluidificado trifásico**. 248 p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1995.

SILVA, Rafael Ceribelli da. TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO EM UM REATOR DE LEITO EXPANDIDO EM ESCALA PLENA, OPERADO COM REGIÕES ANAERÓBIA E AERÓBIA SOBREPOSTA. 2009. 192 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Hidráulica e Saneamento, Universidade de São Paulo - Usp, São Carlos, 2009.

SILVA, Selma Neide Rodrigues Lopes. GLICEROL COMO SUBSTRATO PARA A PRODUÇÃO DE BIOSURFACTANTE POR *Pseudomonas aeruginosa* UCP0992. 2009. 135 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Processos Ambientais, Universidade Católica de Pernambuco, Recife, 2009.

SINGH, A., VAN HAMME, JD, & WARD, OP (2007). Surfactantes em microbiologia e biotecnologia: Parte 2. Aspectos de aplicação. *Biotechnology Advances*, 25 (1), 99-121. doi: 10.1016 / j.biotechadv.2006.10.004.

SIQUEIRA, Laura Maria. **Influência da taxa de carregamento orgânico na degradação anaeróbica da vinhaça em reator de leito fluidizado**. 2008. 151 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Centro de Ciências Exatas e Tecnologia, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2008.

SOUSA, Juliana R. et al. Kinetic and characterization of rhamnolipid produced by *Pseudomonas aeruginosa* MSIC02 using glycerol as carbon source. *Química Nova*, [S.L.], v. 37, n. 3, p. 431-442, 2014. GN1 Genesis Network. <http://dx.doi.org/10.5935/0100-4042.20140064>.

SOUSA, Marylane de. GLICEROL COMO SUBSTRATO PARA A PRODUÇÃO DE BIOSURFACTANTE POR *Pseudomonas aeruginosa* UCP0992. 2009. 135 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Processos Ambientais, Universidade Católica de Pernambuco, Recife, 2009. 2011. 121 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Ceará, Fortaleza, 2011.

SOUZA, R.R.; BRESOLIN, I.T.L.; BIONI, T.L.; GIMENES, M.L.; DIAS-FILHO, B.P. desempenho de Reator de Leito Fluidizado Trifásico para Tratamento de Efluente om

Elevada Carga Orgânica. - Anais- XIV Congresso Brasileiro de Engenharia Química – COBEQ - Natal/RN; 2002.

SOWMAYAN, R.; SWAMINATHAN, G. (2008). Performance of inverse anaerobic fluidized bed reactor for treating high strength organic wastewater during start-up phase. **Bioresource Technology**, Essex, v.99, n.14, p.6280-6284, Sept.

Sutton, P. M. and P. N. Mishra. 1991. Biological fluidized beds for water and wastewater treatment. *Water Environment and Technology*. August: 52-56.

SUTTON, P.; HURVID, J.; HOEKSEMA, M.. Biological fluidized-bed treatment of wastewater from byproduct coking operations: Full-Scale Case History. **Water Environmental Research**, v. 71, n.1, p 5-9, 1999.

TANAKA, T.; TSUZUKI, K.; NISHIJIMA, N.; TAKAGI, T. Algal-removal performance of a fluidized-bed biofilm reactor system for lake water treatment. *Water Science & Technology*, 43, n.1, pp.277-283. 2001.

TAVARES, C.R.G., RUSSO, C. and SANT'ANNA, G.L. Aerobic treatment of wastewaters in a three-phase fluidizedbed bioreactor: a comparison of two types of polymeric supports. *Environmental Technology*, 15, 687-693, 1994.

VASCONCELOS, YURI. Resíduos bem-vindos. *Revista Pesquisa FAPESP*, ed. 196, junho de 2012.

VERDÉRIO JÚNIOR, Sílvio Aparecido; PALMA, Geraldo Luiz. **Evolução da porosidade de um leito fluidizado borbulhante utilizando a Equação de Ergun e comparação com a Velocidade de Mínima Fluidização**. In: VII CONGRESSO NACIONAL DE ENGENHARIA MECÂNICA, 7., 2012, São Luís - Ma. **Anais**. São Luís - Ma: Abcm, 2012. p. 1-10. Disponível em: <https://www.abcm.org.br/anais/conem/2012/PDF/CONEM2012-0445.pdf>. Acesso em: 15 jul. 2021.

VIANA, M; B. *ET AL*. Biodegradability and methane production potencialof glycerol generated by biodiesel industry. **Water Science & Technology**, v.66, n.10, p. 2217-2222, 2012.

VIEGAS, Marcelo Caldeira. **Desenvolvimento de um reator de bancada de leito fluidizado para produção de etanol utilizando linhagens de leveduras floculantes**. 1999. 99 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1999.

WEBER, Marisa Isabel. **Avaliação da Eficiência de um Reator Anaeróbio de Leito Fluidizado para o Tratamento de Resíduos Líquidos da Indústria de Refrigerantes**. 2006. 184 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2006.

WOLFF, D.B. Estudo da Tratabilidade de um Efluente Têxtil por Biomassa Fixa através de um Leito Fluidizado Trifásico Aeróbio. Tese de Mestrado em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina, 90 p.;1997.

WOLFF, D.B., COSTA, R.H.R. and BASSANI, L. Textile effluent treatability in an aerobic three phase fluidized bed reactor. In: IAWQ International Specialty Conference on Microbial Ecology of Biofilms: Concepts, Tools and Applications, Lake Bluff, Illinois, USA, vol. 1, 373-380. 1998.

WOLFF, Delmira Beatriz. **Estudo da Tratabilidade de um Efluente Têxtil por Biomassa Fixa através de um Reator de Leito Fluidizado Trifásico Aeróbio**. 1997. 101 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Ambiental, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 1997.

ZAIAT, M. **Desenvolvimento e análise de biorreatores anaeróbicos contendo células imobilizadas anaeróbicos para tratamento de águas residuárias**. 2003. 135 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Concurso Público de Título de Livre-Docente, Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo (Usp), São Carlos, 2003.