

4 PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTES DE REATORES ANAERÓBIOS POR REATORES COM BIOFILME

Ricardo Franci Gonçalves, Carlos Augusto de Lemos Chernicharo, Cícero Onofre de Andrade Neto, Pedro Além Sobrinho, Mario Takayuki Kato, Rejane Helena Ribeiro da Costa, Miguel Mansur Aisse, Marcelo Zaiat

4.1 INTRODUÇÃO

Tendências registradas nos últimos vinte anos apontam para um futuro próximo nos grandes centros urbanos do planeta, em que ETEs possuirão arquitetura privilegiando instalações compactas, de operação estável e de baixo impacto ambiental (inclusive odores, ruídos e impacto visual). Dentro deste contexto que se desenha, em muitos casos serão exigidos dos processos de tratamento alta capacidade de tratamento, remoção de nutrientes, eficiência e baixa produção de lodo.

ETEs utilizando reatores com biofilme de última geração são compactas, passíveis de inserção em ambiente urbano com impactos relativamente baixos (Rogalla et al., 1992) e, sobretudo, altamente resistentes a choques de carga, de temperatura e de toxicidade (Arvin e Harremoes, 1991). A grande estabilidade operacional é de grande interesse no caso de pequenas ETEs, razão pela qual renasce na Inglaterra os “antigos” filtros biológicos e os biodiscos, como solução para o caso de comunidades com menos de 2.000 habitantes (Upton e Green, 1995). O mesmo acontece nos EUA com relação a comunidades de médio e grande porte, após o surgimento de processos combinando biomassa em suspensão com biomassa aderida sobre meios suporte (Parker et al., 1990). Tais vantagens renovaram o interesse por sistemas com biomassa aderida, alavancando o surgimento de uma grande variedade de processos a partir dos anos 70.

Neste capítulo são apresentados os principais conceitos e aspectos técnicos relativos aos reatores com biofilme aplicados ao tratamento de esgotos sanitários e ao pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. A classificação dos principais tipos de reatores com biofilme em relação aos reatores com biomassa em suspensão é discutida, assim como o comportamento do biofilme e a influência dos fenômenos de transporte durante a depuração. Também são apresentadas as configurações mais usuais, as novas configurações para pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios desenvolvidas nas pesquisas realizadas no âmbito do PROSAB, alguns exemplos de dimensionamento, os principais aspectos construtivos e os problemas operacionais mais comuns nos diferentes reatores.

4.2 CLASSIFICAÇÃO MODERNA DOS REATORES AERÓBIOS COM BIOFILME

O entendimento dos mecanismos e processos envolvidos na depuração em reatores com biofilme acelerou o surgimento de novos reatores a partir dos anos 70 (ATKINSON, 1981). Melhorias no tocante ao misturamento de fases, à transferência de oxigênio e à separação de fases foram incorporadas aos processos, melhorando o desempenho, através do controle efetivo da espessura do biofilme e do incremento da transferência de massa.

Num amplo esforço de detalhamento dos novos tipos de reatores com biomassa fixa, LAZAROVA e MANEM (1993) desenvolveram uma classificação alternativa, com base no estado de fixação da

biomassa (Figura 4.1). A maior diferença com relação às antigas classificações do gênero é o aparecimento do grupo de reatores híbridos, que misturam biomassa em suspensão e biomassa fixa no mesmo volume reacional.

Os processos com biomassa em suspensão envolvem as diversas variantes de lodos ativados. Merecem citação, pelo caráter inovador, os sistemas de lodos ativados com poços profundos (Deep-shaft), os reatores biológicos sequenciais em batelada e os sistemas de lodos ativados com clarificação por membranas filtrantes.

Dentre os processos híbridos, surgem os com meio suporte agitado mecanicamente (OODEGARD et al., 1993) e os com suportes estruturados inseridos no tanque de aeração (BONHOMME et al., 1990). Ambos constituem-se numa variante dos sistemas de lodos ativados, na medida em que resultam da adição do suporte no tanque de aeração. Esta técnica tem sido utilizada para recuperar antigas ETEs sobrecarregadas, podendo até ser triplicada a carga orgânica aplicada no processo convencional (LESSEL, 1993).



Figura 4.1 - Classificação moderna dos processos mecanizados de tratamentos aeróbios, com relação ao estado da biomassa (adaptado de LAZAROVA e MANEM, 1993)

Os reatores com biomassa fixa, ou simplesmente com biofilme, passaram a incluir, além dos filtros percoladores e os biodiscos, diversos tipos de reatores com leito suporte fixo ou móvel. Os processos com leitos móveis possuem meio suporte em permanente movimento, tendo força motriz de origem hidráulica ou mecânica. Utilizam geralmente material de altíssima superfície específica, para a adesão da biomassa, podendo ser grãos de reduzido diâmetro (0,2 a 2 mm) ou material de grande porosidade (esponjas). Altas concentrações de biomassa são atingidas nestes processos ($> 20 \text{ kg SST/m}^3$), resultando numa elevada capacidade de depuração. Sua principal vantagem, com relação aos processos com leito fixo, é a ausência de colmatação do meio filtrante e suas principais desvantagens são os elevados custos operacionais (especialmente de energia) e os dispositivos sofisticados necessários à adequada distribuição de fluxo e aeração. Dentre os principais processos, destacam-se os leitos fluidizados bifásicos, contando com mais de 65 estações de tratamento em escala real operando nos EUA e na Europa (LAZAROVA e MANEM, 1993). Indicados para o tratamento de efluentes diluídos, seus custos de implantação chegam a ser 50% menores do que o de sistemas de lodos ativados, embora os custos de operação e manutenção sejam superiores (devido à saturação em O_2 e bombeamento).

4.3 FORMAÇÃO, ESTRUTURA E COMPORTAMENTO DE BIOFILMES NA DEPURAÇÃO

Em todos os reatores com biomassa fixa os processos metabólicos de conversão ocorrem no interior do biofilme. O transporte de substratos se realiza através de processos de difusão, inicialmente através do filme líquido na interface líquido/biofilme e, em seguida, através do próprio biofilme (Figuras 4.2 e 4.3). Os produtos das reações de oxiredução são transportados no sentido inverso, ao exterior do biofilme. Tanto o substrato doador quanto o receptor de elétrons devem penetrar o biofilme para que a reação bioquímica se processe.

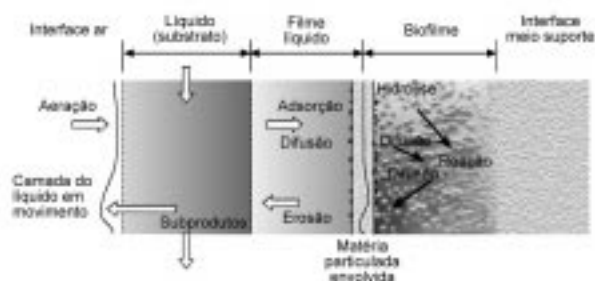


Figura 4.2 - Mecanismos e processos envolvidos com o transporte e a degradação de substratos em biofilmes

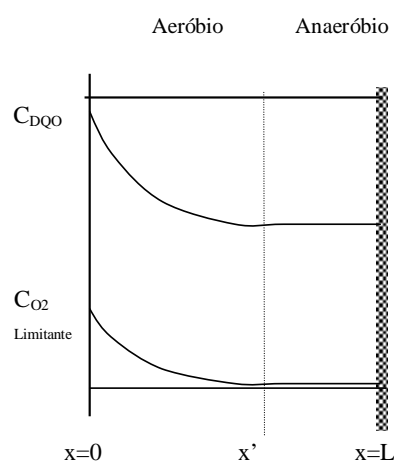


Figura 4.3 - Distribuição de concentração de dois compostos substratos envolvidos numa reação de oxiredução no biofilme (O_2 e DQO)

Neste contexto, a quantificação das limitações à transferência de massa assume importância significativa para que se possa projetar reatores que apresentem melhor desempenho. Esse desempenho está diretamente relacionado com a minimização dessas limitações, pois a velocidade global de reação nesses sistemas heterogêneos pode ser reduzida devido à transferência de massa entre as fases (ZAIAT, 1996).

Em muitos sistemas aeróbios, a velocidade de transferência de oxigênio para as células é o fator limitante, que determina a velocidade de conversão biológica. A disponibilidade de oxigênio para os microrganismos depende da solubilidade e da transferência de massa, bem como da velocidade com que o oxigênio dissolvido é utilizado. Em reatores com biofilme, utilizados para pós-tratamento de efluentes anaeróbios, os mecanismos de transporte envolvem oxigênio e nitrogênio amoniacal (O_2 e $N-NH_4^+$), além de intermediário ($N-NO_2^-$) e produto final ($N-NO_3^-$). As principais etapas envolvidas são as seguintes:

- transferência do oxigênio da fase gasosa para o meio líquido;
- transferência do oxigênio, do nitrogênio amoniacal e do nitrato da fase líquida para o suporte de gel;
- transferência dentro do suporte do oxigênio, do nitrogênio amoniacal e do nitrato e;

- transferência do produto intermediário ($N - NO_2^-$) e do produto final ($N - NO_3^-$) para o meio líquido.

Segundo CHISTI (1989), o oxigênio, por ser pouco solúvel em água, torna-se frequentemente o fator limitante em processos aeróbios. As principais etapas de transporte de oxigênio são ilustradas na Figura 4.4, na qual são identificadas oito possíveis estruturas resistivas à transferência de massa.

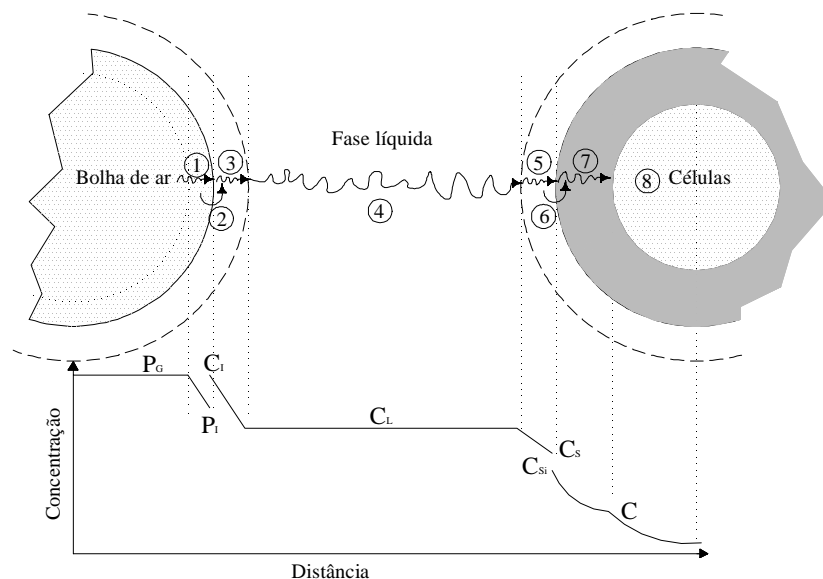


Figura 4.4 - Diagrama esquemático das etapas envolvidas no transporte de oxigênio. (Adaptado de BAILEY e OLLIS, 1986 por FAZOLO, A., 2000)

As resistências consideradas nos sistemas trifásicos estão:

- 1 - no filme gasoso dentro da bolha, entre o seio do gás na bolha e a interface gás-líquido;
- 2 - na interface gás-líquido;
- 3 - no filme líquido, próximo à interface gás-líquido, entre essa interface e o meio líquido;
- 4 - no meio líquido;
- 5 - no filme líquido, entre o meio líquido e a interface líquido-sólido (resistência externa);
- 6 - na interface líquido-sólido;
- 7 - na fase sólida (resistência interna);
- 8 - nos sítios de reação bioquímica (dentro dos microrganismos).

A magnitude relativa dessas resistências depende da hidrodinâmica da bolha, da solubilidade do oxigênio, da temperatura, da atividade celular, da composição da solução e de fenômenos interfaciais (BAILEY e OLLIS, 1986). Portanto, a profundidade de penetração da dupla redox de substratos no biofilme é de fundamental importância na determinação da taxa global de degradação no reator. A situação ideal corresponde a um biofilme completamente penetrado pelos dois substratos, resultando numa reação limitada exclusivamente pela taxa máxima da reação bioquímica.

Entretanto, o caso mais comum no tratamento de esgotos sanitários é a penetração parcial de pelo menos um dos dois substratos em um biofilme espesso, causada por uma taxa volumétrica intrínseca de degradação elevada e uma grande resistência à difusão no biofilme (Figura 4.3). Neste caso, apenas a fina camada mais externa do biofilme será ativa com relação à reação em questão, restando biomassa inativa nas camadas mais profundas. Uma reação bioquímica intrinsecamente de ordem zero se transforma em ordem $\frac{1}{2}$, diminuindo a taxa superficial de degradação global (HARREMÖES, 1982).

No caso de sistemas com nitrificação, a relação crítica entre as concentrações de O_2 e NH_4^+ , que determina o substrato limitante, situa-se entre 0,3 e 0,4 (GÖNENC e HARREMÖES, 1985). Isto faz do oxigênio o substrato limitante na maioria dos casos. Supondo por exemplo uma concentração de 2 mg/L de O_2 na fase líquida do reator, a concentração limitante de amônia será de 0,6 mg/L. No caso da oxidação de matéria orgânica e nitrificação simultâneas, a competição entre as bactérias heterotróficas e autotróficas pelo O_2 determina a estrutura do compartimento aeróbio do biofilme. Quando a relação O_2/DQO é muito pequena, o compartimento aeróbio é inteiramente dominado pelas bactérias heterotróficas e a nitrificação não ocorre no biofilme (GÖNENC e HARREMÖES, 1990).

A compreensão destes mecanismos de transferência de massa se reflete na configuração dos diversos processos com biofilme de última geração. No caso dos biofiltros aerados submersos, predominam os meios granulares com elevada superfície específica, que maximizam a área, para a transferência de massa, e a quantidade de biomassa no reator. Com o uso de meios granulares, idades de lodo bastante elevadas são obtidas sem necessidade de clarificação e recirculação de biomassa. Os resultados obtidos por TSCHUI et al. (1993), pesquisando biofiltros com diferentes meios suporte, ilustram claramente a importância da superfície específica na nitrificação terciária (Tabela 4.1).

Tabela 4.1- Taxas volumétricas máximas de nitrificação em BFs preenchidos com materiais granulares de superfícies específicas diferentes (TSCHUI et al., 1993)

Tipo de BF	Tipo de meio suporte	Superfície específica do meio (m^2/m^3)	Taxa máxima de nitrificação (10°C) ($\text{Kg N-NH}_4^+/\text{m}^3.\text{d}$)
Ascendente	Estruturado fixo	240	0,4
Descendente	Granular fixo	1050	0,7
Ascendente	Granular flutuante	1450	1,5

Por outro lado, as condições hidrodinâmicas severas nos biofiltros propiciam o desenvolvimento de um biofilme fino e muito ativo, sobretudo nas camadas do leito filtrante que não entram em contato com o esgoto decantado. Cargas hidráulicas de $2 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ (esgoto) e $15 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ (ar) são comumente praticadas no tratamento secundário, resultando num meio granular trifásico submetido a elevada turbulência. A associação da turbulência e da elevada velocidade do líquido controla a espessura do biofilme e diminui a resistência à difusão no filme líquido. Além disto, elevadas vazões de ar aumentam a concentração de oxigênio na fase líquida, facilitando a sua difusão no biofilme.

A estabilidade do processo em face de choques de temperatura e de toxicidade é também uma decorrência da resistência à difusão no biofilme (ARVIN e HARREMÕES, 1991). A espessura ativa do biofilme aumenta quando a temperatura do líquido diminui, reduzindo significativamente a sensibilidade do processo a variações de temperatura (OKEY e ALBERTSON, 1987). No caso da nitrificação, dois fatores decorrentes da queda de temperatura contribuem para mascarar a queda de rendimento: o aumento da concentração de oxigênio dissolvido no líquido (aumenta a difusão) e a queda da atividade biológica (reduz a taxa de degradação). Em biofiltros com meio granular de superfície específica de $1200 \text{ m}^2/\text{m}^3$, coeficientes bastante pequenos de correção das taxas volumétricas de nitrificação e desnitrificação, em função da temperatura ($K_{t,n} = 1,02$ e $K_{t,d} = 1,04$ respectivamente), foram obtidos para temperaturas entre 6 e 21°C (GONÇALVES, 1995) (Figura 4.5).

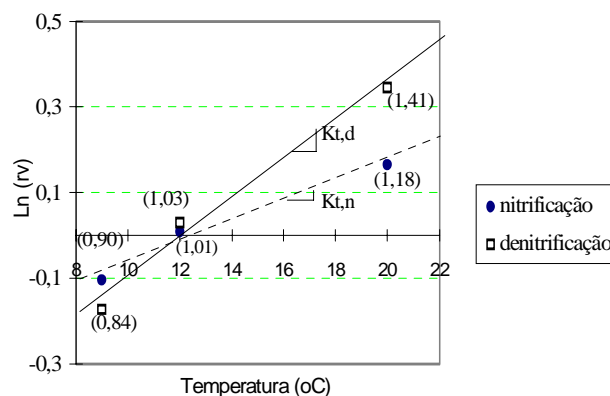


Figura 4.5 - Influência da temperatura nas taxas de nitrificação e desnitrificação em um BF granular com meio flutuante - Os valores entre parênteses correspondem às taxas volumétricas de remoção, em $\text{kg N}/\text{m}^3.\text{dia}$ (Fonte: GONÇALVES, 1995)

Quanto à resistência a choques de toxicidade, o processo se comporta de forma semelhante quando da queda de temperatura no esgoto. Se a concentração de um determinado composto tóxico ultrapassa subitamente o limite de inibição, o gradiente de concentrações através do biofilme atenua o seu impacto no tratamento. Mesmo se as camadas mais externas do biofilme são afetadas, as camadas internas continuam a degradar as concentrações reduzidas pela resistência à difusão (SAEZ et al., 1988).

A grande capacidade de absorção de choques de carga, apesar dos reduzidos tempos de detenção hidráulica real do esgoto no meio granular dos BFs (≈ 20 min.), resulta da elevada concentração de biomassa no reator. Concentrações de biomassa superiores a 20 gSST/L são encontradas em biofiltros com meios granulares (superfície específica $> 600 \text{ m}^2/\text{m}^3$), aplicados no tratamento secundário de esgoto sanitário (GONÇALVES, 1993).

4.4 FILTROS BIOLÓGICOS PERCOLADORES - FBP

4.4.1 Introdução

Os filtros biológicos são sabidamente sistemas de tratamento de esgotos que podem encontrar uma elevada aplicabilidade no Brasil, tendo em vista, principalmente, a sua simplicidade e baixo custo operacional. Entretanto, estes sistemas não tem encontrado uma maior disseminação no Brasil, sendo muito poucas as unidades implantadas e atualmente em operação no território brasileiro.

O primeiro filtro biológico percolador (FBP) entrou em operação em 1893 na Inglaterra. Sua origem está na evolução dos então chamados “filtros de contato”, que eram tanques preenchidos com pedras, que eram alimentados com esgoto, pela superfície, até completar o volume do tanque e, após certo período de tempo de contato entre esgoto e as pedras (tipicamente 6 horas), o tanque era drenado e o leito de pedras deixado em repouso por um período (normalmente também de 6 horas), antes de se repetir o ciclo.

No tocante à utilização de filtros biológicos para o pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, uma instalação piloto foi construída na PUCPR, no ano de 1980, tratando esgotos de uma população de 500 habitantes (GOMES e AISSE, 1985). Em escala industrial, tem-se notícia de apenas três unidades em operação no Estado do Paraná, muito embora diversos novos projetos considerem essa alternativa de combinação de reatores anaeróbios e filtros biológicos percoladores.

4.4.2 Descrição da Tecnologia

4.4.2.1 Considerações preliminares

Um filtro biológico consiste, basicamente, de um tanque preenchido com material de alta permeabilidade, tal como pedras, ripas ou material plástico, sobre o qual os esgotos são aplicados sob a forma de gotas ou jatos. Após a aplicação, os esgotos percolam em direção aos drenos de fundo. Esta percolação permite o crescimento bacteriano na superfície da pedra ou do material de enchimento, na forma de uma película fixa denominada biofilme. O esgoto passa sobre o biofilme, promovendo o contato entre os microrganismos e o material orgânico.

Os filtros biológicos são sistemas aeróbios, pois o ar circula nos espaços vazios entre as pedras, fornecendo o oxigênio para a respiração dos microrganismos. A ventilação é usualmente natural. A aplicação dos esgotos sobre o meio é freqüentemente feita através de distribuidores rotativos, movidos pela própria carga hidrostática dos esgotos. O líquido escoar rapidamente pelo meio suporte.

No entanto, a matéria orgânica é adsorvida pelo biofilme, ficando retida um tempo suficiente para a sua estabilização (ver Figura 4.6).

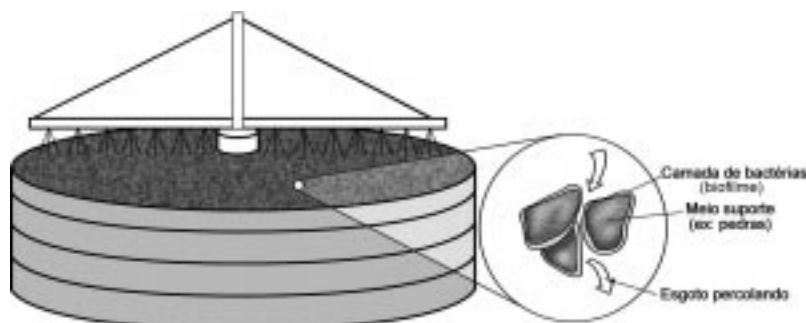


Figura 4.6 – Representação esquemática de um filtro biológico percolador

Os filtros são normalmente circulares, podendo ter vários metros de diâmetro. Contrariamente ao que indica o nome, a função primária do filtro não é a de filtrar, uma vez que o diâmetro das pedras utilizadas é da ordem de alguns centímetros, ou seja, permitindo um grande espaço de vazios, ineficientes para o ato de peneiramento. A função do meio é tão somente a de fornecer suporte para a formação da película microbiana. Existem também meios sintéticos de diversos materiais e formas, os quais apresentam a vantagem de serem mais leves do que as pedras, além de apresentarem uma área superficial de exposição bem superior. No entanto, os meios sintéticos são mais caros.

À medida em que a biomassa cresce na superfície das pedras, o espaço vazio tende a diminuir, fazendo com que a velocidade de escoamento nos poros aumente. Ao atingir um determinado valor, esta velocidade causa uma tensão de cisalhamento, que desaloja parte do material aderido. Esta é uma forma natural de controle da população microbiana no meio. O lodo desalojado deve ser removido nos decantadores secundários, de forma a diminuir o nível de sólidos em suspensão no efluente final.

4.4.2.2 Tipos de filtros biológicos percoladores

Os filtros percoladores geralmente são classificados em função da carga hidráulica ou da carga orgânica a que são submetidos, conforme descrito a seguir.

FBP de baixa taxa

O filtro biológico de baixa taxa é simples conceitualmente. Embora apresente eficiência comparável à do sistema de lodos ativados convencional, a operação é mais simples, porém menos flexível. Os filtros biológicos têm uma menor capacidade de se ajustar a variações do afluente, além de requererem uma área total um pouco superior. Em termos de consumo de energia, os filtros apresentam um consumo bastante inferior ao dos sistemas de lodos ativados. A Figura 4.7 apresenta o fluxograma típico do sistema de filtros biológicos de baixa taxa.

Os FBP podem ter formato circular ou retangular, os materiais de enchimento mais utilizados são pedras e a alimentação pode ser contínua ou intermitente. Sifões dosadores são normalmente utilizados no caso de alimentação intermitente, que é o mais comum nesses filtros percoladores. O intervalo entre as cargas pode variar em função da vazão de esgoto, devendo ser curto o suficiente

para impedir a secagem do biofilme. A recirculação pode se fazer necessária para assegurar o correto umedecimento, especialmente nas horas de baixa vazão afluyente, muito embora um filtro do tipo baixa taxa não necessite desta prática em outras horas do dia.

Em função da pequena quantidade de DBO aplicada ao FBP, por unidade de volume, a disponibilidade de alimentos é menor, o que resulta numa estabilização parcial do lodo (auto-consumo da matéria orgânica celular) e numa maior eficiência do sistema na remoção da DBO e de nitrificação. Essa menor carga de DBO por unidade de volume do tanque está associada a maiores requisitos de área, comparado ao sistema de alta carga. Um dos principais problemas inerentes aos FBP de baixa carga é o desenvolvimento de moscas. Os principais critérios e parâmetros de projeto de FBP de baixa taxa são apresentados na Tabela 4.2.

FBP de taxa intermediária

Esses filtros são projetados com taxas de aplicação mais elevadas que às dos filtros de baixa taxa. O mais comum é que a vazão de alimentação seja contínua, embora a alimentação intermitente também possa ser praticada. Nos projetos dessa modalidade de filtro normalmente prevê-se a recirculação do efluente tratado, objetivando o controle da espessura do biofilme e a melhoria de eficiência do sistema. O efluente produzido nos FBP é parcialmente nitrificado e observa-se, ainda, um razoável desenvolvimento de moscas. Os principais critérios e parâmetros de projeto de FBP de taxa intermediária são apresentados na Tabela 4.2.

FBP de alta taxa

Estes filtros são submetidos a taxas bastante superiores às aplicadas em filtros de baixa taxa e de taxa intermediária. Como consequência da maior carga de DBO por unidade de volume de leito, os FBP de alta taxa apresentam menor requisito de área. Em paralelo, tem-se também uma ligeira redução na eficiência de remoção da matéria orgânica, e a não estabilização do lodo no filtro. As taxas de aplicação hidráulica podem chegar a $60 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, nas horas de pico, enquanto as taxas de aplicação orgânica podem ser tão elevadas quanto $1,80 \text{ kgDBO}/\text{m}^3.\text{dia}$, para os filtros com enchimento plástico. Nos filtros preenchidos com material sintético, a profundidade pode superar 6,0 m.

A alimentação do FBP de alta taxa é contínua e a recirculação é praticada regularmente, quando se usa esgoto decantado, de modo a se ter um afluyente ao filtro com DBO de cerca de 100 mg/L . Para efluentes de reatores UASB, com DBO próxima a 100 mg/L , a recirculação é desnecessária. As elevadas taxas de aplicação hidráulicas limitam constantemente a espessura do biofilme. Em decorrência das elevadas taxas de aplicação, a remoção de DBO neste processo é inferior, ficando na faixa de 70% a 80%, e os sólidos produzidos sedimentam com maior dificuldade no clarificador. Não se desenvolvem moscas e a nitrificação é parcial com as taxas de aplicação mais baixas. Os principais critérios e parâmetros de projeto de FBP de alta taxa são apresentados na Tabela 4.2.

FBP de taxa super alta

Filtros com taxa super alta são geralmente preenchidos com meios granulares sintéticos, possuindo profundidades variando entre 3,0 e 12,0 m. Estas grandes profundidades são possíveis devido à baixa densidade do material de enchimento, que resulta em um menor peso sobre a laje de fundo do filtro. Não se desenvolvem moscas no filtro e não se tem nitrificação.

FBP grosseiro

Trata-se de um filtro de alta taxa utilizado no pré-tratamento de esgoto, a montante do tratamento secundário. O material de enchimento é sintético e a alimentação é realizada continuamente. É de uso

mais comum para despejos com concentrações de DBO mais altas. Perdeu muito de sua aplicação com o desenvolvimento dos reatores UASB, que vêm sendo utilizado em detrimento aos filtros grosseiros.

Um resumo das principais características dos diferentes tipos de filtros biológicos percoladores é apresentado na Tabela 4.2. As Figuras 4.7 a 4.9 mostram fluxogramas típicos de alguns tipos de FBP.

Tabela 4.2- – Características típicas dos diferentes tipos de filtros biológicos percoladores

Condições Operacionais	Baixa Taxa	Taxa Intermediária	Alta Taxa	Taxa Super Alta	Grossoiro
Meio suporte	Pedra	Pedra	Pedra	Pedra	Pedra/Plástico
Taxa de aplicação superficial ($\text{m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$)	1,0 a 4,0	3,5 a 10,0	10,0 a 40,0	12,0 a 70,0	45,0 a 185,0
Carga orgânica volumétrica ($\text{kgDBO}/\text{m}^3.\text{d}$)	0,1 a 0,4	0,2 a 0,5	0,5 a 1,0	0,5 a 1,6	Até 8
Recirculação	Mínima	Eventual	Sempre**	Sempre	Sempre
Moscas	Muitas	Variável	Variável	Poucas	Poucas
Arraste de biofilme	Intermitente	Variável	Contínuo	Contínuo	Contínuo
Profundidade (m)	1,8 a 2,5	1,8 a 2,5	0,9 a 3,0	3,0 a 12,0	0,9 a 6,0
Remoção de DBO* (%)	80 a 85	50 a 70	65 a 80	65 a 85	40 a 65
Nitrificação	Intensa	Parcial	Parcial	Limitada	Ausente

Fonte: Adaptado de METCALF & EDDY (1991) e WEF (1996)

* Faixas de remoção de DBO típicas para alimentação do FBP com efluentes de decantadores primários. Para a alimentação do FBP com efluentes de reatores anaeróbios são esperadas eficiências menores

** Para efluentes de reatores anaeróbios, a recirculação é normalmente desnecessária

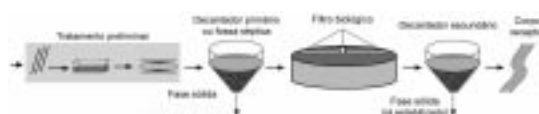


Figura 4.7 – Fluxograma típico de um FBP de baixa taxa

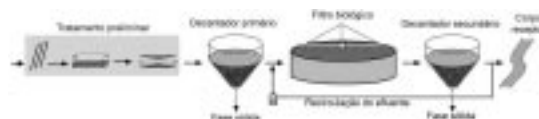


Figura 4.8 – Fluxograma típico de um FBP de alta taxa

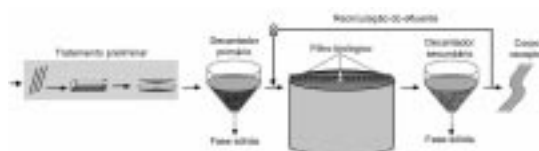


Figura 4.9 – Fluxograma típico de um FBP de taxa super alta

4.4.3 Critérios e Parâmetros de Projeto

4.4.3.1 Considerações preliminares

Os critérios e parâmetros de projeto apresentados nesse item são originados, principalmente, da experiência da aplicação de filtros biológicos para o tratamento de efluentes primários, ou seja, após a passagem do esgoto por um decantador primário, ou equivalente. No caso da utilização de FBP para o pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, os critérios clássicos recomendados para o projeto de FBP foram complementados com novos critérios e parâmetros, fruto dos resultados obtidos nas pesquisas desenvolvidas no âmbito do PROSAB – Edital 2 – Tema 2.

4.4.3.2 Taxa de aplicação superficial

A taxa de aplicação hidráulica superficial refere-se à quantidade de esgotos aplicados diariamente ao FBP, por unidade de área do meio suporte.

$$q_s = \frac{Q}{A} \quad (4.1)$$

na qual:

q_s : taxa de aplicação hidráulica superficial ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$)

Q : vazão afluente ao FBP (m^3/d)

A : área da superfície livre do meio suporte (m^2)

Fruto das pesquisas realizadas no âmbito do PROSAB, com filtros biológicos de alta taxa utilizados para o pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, tem-se observado que os FBP são capazes de produzir efluentes que atendem aos padrões de lançamento estabelecidos pelos órgãos ambientais, em termos de concentração de DBO e sólidos suspensos, quando os mesmos são operados com taxas de aplicação hidráulica superficial máximas da ordem de 20 a 30 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$.

4.4.3.3 Carga orgânica volumétrica

A carga orgânica volumétrica refere-se à quantidade de matéria orgânica aplicada diariamente ao filtro biológico, por unidade de volume do meio suporte.

$$C_v = \frac{Q_{\text{méd}} \times S_a}{V} \quad (4.2)$$

na qual:

C_v : carga orgânica volumétrica ($\text{kgDBO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$)

$Q_{\text{méd}}$: vazão média afluente ao FBP (m^3/d)

S_a : concentração de DBO do esgoto afluente ao FBP (kgDBO/m^3)

V : volume ocupado pelo meio suporte (m^3)

Da mesma forma que para a taxa de aplicação superficial, as pesquisas realizadas no âmbito do PROSAB tem indicado que os FBP são capazes de produzir efluentes que atendem aos padrões de lançamento estabelecidos pelos órgãos ambientais, em termos de concentração de DBO, quando os mesmos são operados com cargas orgânicas volumétricas máximas da ordem de 0,5 a 1,0 $\text{kgDBO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$.

4.4.3.4 Sistema de distribuição

Para otimizar a eficiência de tratamento dos filtros biológicos, tanto o crescimento quanto a eliminação do biofilme que cresce em excesso, em função da carga orgânica aplicada, devem ocorrer de forma contínua e uniforme. Para se conseguir isso, o sistema de distribuição deve ser dimensionado de forma a possibilitar a aplicação adequada de esgotos sobre o meio suporte.

A alimentação do FBP com esgoto pode ser realizada através de distribuidores fixos ou móveis (rotatórios). Os primeiros FBP eram dotados de sistemas de distribuição fixos, compostos por tubulação dotada de aspersores. Este tipo de sistema ainda hoje é utilizado, principalmente em instalações de pequeno porte. Entretanto, a maioria dos FBP projetados a partir de 1930 possuem formato circular, com um sistema rotatório de distribuição da alimentação.

Sistemas fixos de distribuição

Os sistemas de distribuição fixos são compostos por uma tubulação de distribuição principal e outra secundária (ou lateral), ambas situadas logo acima da superfície do meio granular. Os aspersores (bocais) são instalados na tubulação secundária, sendo dimensionados e espaçados de forma a se obter distribuição uniforme da alimentação. Em geral, os aspersores são constituídos por um orifício de seção circular e um defletor.

A maioria dos sistemas fixos mais antigos previa uma alimentação intermitente do esgoto, através de um reservatório de carga. A vazão de descarga neste tipo de dispositivo é variável, devido à variação da lâmina de água no tanque de carga. No início do período de descarga, o esgoto é lançado a uma distância máxima de cada aspersor, que diminui à medida que o tanque se esvazia. O período entre cargas de esgoto varia de 0,5 a 5 minutos. A distribuição de esgoto, realizada através deste tipo de sistema de distribuição, sobre a superfície do meio granular, é relativamente boa.

Com o surgimento dos meios suporte sintéticos, os sistemas fixos de distribuição voltaram a ser utilizados nos filtros profundos e nas biotorres. Nestes processos, o sistema de distribuição também é dotado de distribuidores principais e secundários, situados imediatamente acima do meio suporte, e a alimentação é realizada continuamente através de bombeamento.

As principais desvantagens deste tipo de sistema de distribuição são: a não uniformidade da carga hidráulica sobre a superfície do FBP; as grandes extensões de dutos de distribuição; o entupimento freqüente dos aspersores; a dificuldade de manutenção dos aspersores em grandes FBP. Nos sistemas fixos, estima-se que, para se atingir a mesma distribuição alcançada através de distribuidores rotatórios, a vazão aplicada deve ser de 3 a 4 vezes superior.

Sistemas rotatórios de distribuição

O sistema rotatório de distribuição é composto por um ou mais dutos (braços) horizontais, engastados e girando em torno de uma coluna central (ver Figuras 4.10 e 4.11).

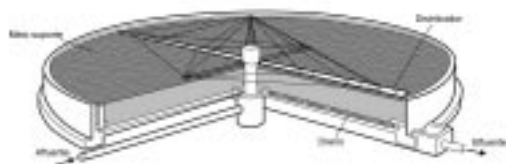


Fig. 4.10 – Corte esquemático de um FBP



Fig. 4.11 - Sistema rotatório de distribuição no FBP (ETE Caçadores – Cambé/PR)

Através deste dispositivo, o esgoto é distribuído uniformemente sobre o meio suporte, por meio de orifícios situados em um dos lados de cada braço horizontal. O movimento de rotação do distribuidor é geralmente assegurado apenas pela energia proveniente do jato de descarga do esgoto através do conjunto de orifícios. Em casos excepcionais, especialmente para controle de moscas e para evitar paradas dos braços distribuidores em horários de muito baixa vazão afluente, motores elétricos também são utilizados para movimentar o sistema de aplicação do esgoto à superfície do filtro. Os braços distribuidores normalmente possuem seção transversal circular, podendo também ser construídos com seção retangular ou outro tipo de quadrilátero. Um dispositivo de abertura rápida, instalado na extremidade, permite a retirada de sólidos grosseiros acumulados no interior de cada braço. A área da seção transversal dos braços geralmente diminui com a distância da coluna central. O espaçamento entre os orifícios é dimensionado para garantir uma uniforme distribuição do esgoto sobre toda a superfície do meio suporte. Anteparos em plástico ou outro tipo de material não corrosivo são instalados nos orifícios para assegurar melhor distribuição.

Os braços devem ser dimensionados de forma que a velocidade rotacional se situe entre 0,1 e 2 rpm e a velocidade não exceda a 1,2 m/s, na vazão máxima. Filtros com quatro braços distribuidores são equipados com um extravasor na coluna central, concentrando a alimentação em apenas dois braços, nos períodos de pequenas vazões. Nos períodos de vazões máximas, todos os quatro braços são alimentados com esgoto. Este procedimento assegura velocidades de descarga e forças de reação adequadas à rotação do distribuidor, sob as diversas condições de vazões. Orifícios no lado oposto dos braços também são utilizados para reduzir a velocidade rotacional nos momentos de pico de vazão. Os braços distribuidores possuem ainda tubos de ventilação, para evitar o acúmulo de ar no seu interior. A estrutura de sustentação dos braços é composta por tirantes, que asseguram a estabilidade do engaste na coluna central.

4.4.3.5 Material de enchimento dos filtros biológicos percoladores

O enchimento dos FBP é de fundamental importância no desempenho do processo (Figura 4.12). O material de enchimento serve como suporte para o crescimento da biomassa, por onde escoar o esgoto pré-tratado. O ar passa através dos espaços vazios do enchimento do filtro, fornecendo o oxigênio para as reações aeróbias. O material de enchimento ideal deve apresentar as seguintes características:

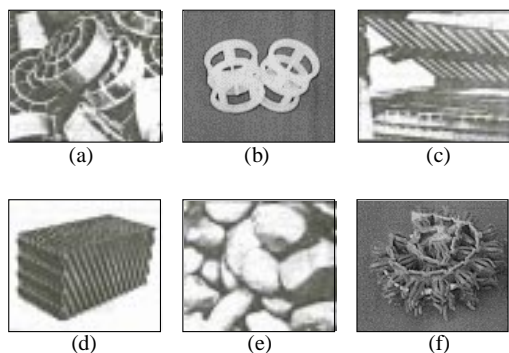
- ter capacidade de remover altas cargas de DBO por unidade de volume;

- ter capacidade de operar a altas taxas de aplicação hidráulica;
- possuir estrutura adequadamente aberta, para evitar obstruções pelo crescimento da biomassa e para garantir um adequado suprimento de oxigênio, sem necessidade de aeração forçada;
- ter resistência estrutural suficiente para suportar o seu próprio peso e mais o peso da biomassa que cresce aderida à sua superfície;
- ser suficientemente leve, para permitir reduções significativas no custo das obras civis;
- ser biologicamente inerte, não sendo atacado pelos microrganismos do processo e nem tóxico a eles;
- ser quimicamente estável;
- apresentar o menor custo possível por unidade de matéria orgânica removida, quando utilizado como tratamento em nível secundário.

Na prática, o enchimento dos FBP é usualmente feito com diferentes tipos de pedras, como a brita 4, com diâmetro entre 5 e 8 cm, sem pedras planas e chatas, pedregulho ou escória de alto forno (Figura 4.13). Esses materiais têm área superficial específica bastante limitada (55 a 80 m²/m³) e índice de vazios de 55 a 60%, limitando a área para crescimento de biomassa e também a circulação de ar. Os FBP com leito de pedras podem apresentar, também, problemas de entupimento dos espaços vazios, decorrente do crescimento excessivo da película biológica, especialmente quando os filtros são operados com elevadas cargas orgânicas. Nestas condições, podem ocorrer inundações e falhas do sistema.

Por vezes, devido à necessidade de redução da área requerida para o sistema e para superar as limitações dos meios suporte de pedra, podem ser utilizados outros tipos de materiais para o enchimento dos filtros. Esses materiais incluem módulos de plástico corrugado, tabladados de ripas e anéis de plástico, com áreas superficiais específicas bem maiores (100 a 250 m²/m³) e com índices de vazios de 90 a 97%, que permitem maior quantidade de biomassa aderida, por unidade de volume de material de enchimento. Esses materiais são também muito mais leves que as pedras (cerca de 30 vezes), possibilitando a que os filtros sejam muito mais altos, sem causarem problemas estruturais. Enquanto que em filtros de pedras as alturas são usualmente inferiores a 3 metros, nos filtros com enchimento sintético as alturas podem ser de 6 metros ou mais, diminuindo, dessa forma, a área requerida para sua instalação. O uso desses enchimentos permite taxas de aplicação de matéria orgânica por unidade de volume do filtro bem maiores que aquelas utilizadas para enchimento com pedras, para um mesmo desempenho de tratamento. Todavia, os elevados custos desses materiais têm limitado muito o seu uso.

A experiência brasileira e as pesquisas desenvolvidas no âmbito do PROSAB têm indicado que os FBP de alta taxa são capazes de produzir efluentes que atendem aos padrões de lançamento estabelecidos pelos órgãos ambientais, em termos de concentração de DBO, quando os mesmos são construídos com alturas de meio suporte entre 2,0 e 3,0 m.



(a) anéis plásticos, (b) anéis plásticos Ø 25 mm, (c) bloco horizontal HO, (d) bloco cross-flow 50°, (e) pedra, (f) grama artificial

Fig. 4.12 – Tipos de meio suporte utilizados em FBP

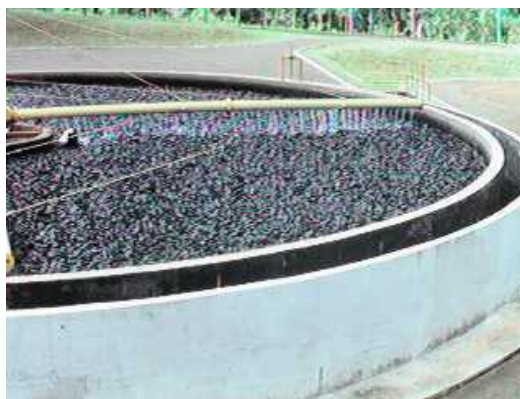


Fig. 4.13 - Meio suporte em pedra britada (ETE Caçadores – Cambé/PR)

4.4.3.6 Sistema de drenagem de fundo

O sistema de drenagem de fundo de um filtro biológico consiste de uma laje perfurada, ou de grelhas confeccionadas em materiais resistentes, e de um conjunto de calhas localizadas na parte inferior do filtro. O sistema de drenagem tem a função de coletar, tanto o esgoto que percola através do filtro, quanto os sólidos que se desgarram do meio suporte, encaminhando-os ao decantador secundário. Todo o conjunto de drenagem de fundo do filtro deve ser resistente o suficiente para suportar os pesos do meio suporte, da biomassa aderida e do próprio esgoto que percola pelo filtro.

A estrutura de fundo deve ter declividade entre 1 e 5%, suficiente para possibilitar o adequado escoamento do efluente para o centro ou para a periferia do filtro. As calhas de coleta do efluente devem ser dimensionadas para garantir uma velocidade mínima de 0,6 m/s, para a vazão média de alimentação do filtro.

O sistema de drenagem de fundo deve ser aberto em ambas as extremidades, de forma a possibilitar a inspeção e a eventual limpeza com jatos de água, caso necessário. O sistema de drenagem de fundo é também responsável pela ventilação do filtro, conforme tratado no item seguinte.

4.4.3.7 Ventilação

A ventilação dos FBP é importante para se manter as condições aeróbias necessárias para o efetivo tratamento dos despejos pela via aeróbia. Se propiciadas passagens adequadas para o ar, a diferença entre temperaturas do ar e do líquido é considerada suficiente para produzir a aeração necessária. Uma boa ventilação pelo fundo do filtro é desejável. Na prática, são adotados os seguintes cuidados para se ter uma ventilação natural adequada (METCALF & EDDY, 1991):

- o sistema de drenagem e os canais coletores de efluente junto ao fundo da estrutura dos FBP devem permitir um fluxo livre do ar, que se escoar pelo filtro. Esses canais coletores de efluente não devem ter mais que 50% de sua altura ocupada por efluente;
- deve-se prever a instalação de poços de ventilação em ambas as extremidades do canal central de coleta do efluente;

- os filtros de grandes diâmetros devem ser dotados de canais de coleta ramificados, dotados de poços ou tubos de ventilação ao longo do perímetro do filtro;
- a área de vazios da laje para suporte do leito de enchimento deve ser superior a 15% da área superficial do filtro. A área aberta para passagem de ar pelo fundo do filtro (muitas vezes com o uso de tubos que vão até à superfície do filtro, para permitir o seu afogamento) deve ser superior a 1% (se possível cerca de 5%) da área superficial do filtro;
- as aberturas das grelhas dos poços e tubos de ventilação devem possuir pelo menos 1,0 m² de área livre para cada 250 m² de área superficial do filtro.

4.4.3.8 Decantadores secundários pós FBP

Os decantadores secundários utilizados a jusante dos filtros biológicos percoladores são normalmente do tipo convencional e são dimensionados pela taxa de escoamento superficial, uma vez que a concentração de sólidos suspensos no efluente do FBP é relativamente baixa. A Tabela 4.3 apresenta as taxas de escoamento superficial recomendadas para o projeto de decantadores secundários após FBP.

Tabela 4.3 – Taxas de aplicação superficial para o projeto de decantadores secundários após FBP

Nível de Tratamento	Taxa de aplicação superficial (m ³ /m ² .dia)	
	para Q _{média}	para Q _{máxima}
DBO = 20 a 30 mg/L - sem nitrificação	16 a 32	40 a 48
DBO ≤ 20 mg/L - com nitrificação	16 a 24	32 a 40

Dependendo do porte da estação de tratamento de esgotos, os decantadores secundários podem ter sistemas de remoção de lodo mecanizado ou por pressão hidrostática. Na Figura 4.15, a seguir, apresenta-se uma vista geral de um decantador secundário com 18,0 metros de diâmetro, com sistema mecanizado de remoção de lodo.

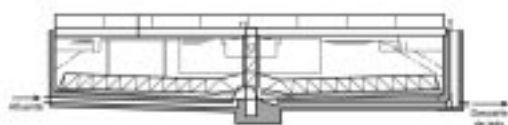


Figura 4.14 – Corte esquemático de um decantador secundário



Figura 4.15 - Decantador secundário pós FBP (ETE Caçadores – Cambé/PR)

4.4.3.9 Eficiência de remoção de DBO em FBP

Modelos matemáticos

Vários modelos teóricos ou empíricos são disponíveis para o dimensionamento de filtros percoladores, para tratamento de esgoto decantado, e podem ser encontrados nos livros clássicos de tratamento de esgotos, sendo aqui apresentado apenas o modelo mais tradicional, desenvolvido pelo National Research Council - NRC (EUA). O modelo empírico do NRC foi desenvolvido para filtros com leito de pedras, a partir de dados operacionais obtidos em diversas plantas operando em instalações militares. O dimensionamento de um filtro único, ou o primeiro filtro de um sistema com duplo estágio, recebendo esgoto decantado pode ser realizado através da equação 4.3.

$$E = \frac{1}{1 + 0,443 \sqrt{\frac{C_v}{F}}} \quad (4.3)$$

na qual:

E: eficiência de remoção de DBO₅ (%)

C_v: carga orgânica volumétrica (kgDBO/m³.d)

F: fator de recirculação

Nota: No caso da estimativa de eficiência de filtros biológicos aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, essa expressão deve ser utilizada com ressalvas, já que as informações para essas aplicações são ainda em limitadas.

Resultados de algumas experiências práticas

ETE Caçadores (Sanepar): A ETE Caçadores, projetada em 1994, com capacidade para 140 l/s em primeira etapa (27.000 habitantes), efetua o tratamento dos esgotos domésticos da localidade de Cambé/PR através de um reator anaeróbio tipo UASB (RALF), com pós-tratamento em um filtro biológico percolador. O FBP apresenta diâmetro de 20 m e altura do meio suporte de 2,0 m, sendo brita 4 o material de enchimento do filtro. O FBP tem operado, desde abril de 1998, com cargas orgânicas volumétricas na faixa de 0,5 a 1,0 kgDBO/m³.dia e taxas de aplicação superficial entre 20 e 30 m³/m².d. Para essas condições operacionais e concentrações de DBO no efluente do reator anaeróbio na ordem de 65 mgDBO/L, o FBP têm apresentado eficiências de remoção de DBO na ordem de 65%, suficientes para manter as concentrações de DBO no efluente final usualmente abaixo de 30 mgDBO/L. Como o efluente do reator anaeróbio já apresenta DBO inferior a 100 mg/L, a recirculação de efluente final para a entrada do filtro não se faz necessária.

Pesquisas do PROSAB: Os resultados das pesquisas desenvolvidas por CHERNICHARO & NASCIMENTO (2000), NASCIMENTO (2001) e AISSE *et al.* (2001a), em filtros biológicos percoladores em escala piloto utilizados para o pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, indicam que o efluente final do sistema geralmente apresenta concentrações de DBO inferiores a 30 mg/L, para taxas de aplicação superficial de até 30 m³/m².d e cargas orgânicas volumétricas de até 1,0 kgDBO/m³.d.

4.4.3.10 Produção de lodo

A estimativa da produção de lodo em filtros biológicos percoladores pode ser feita por meio da seguinte equação:

$$P_{\text{lodo}} = Y \times DBO_{\text{remov}} \quad (4.4)$$

na qual:

P_{lodo} : produção de lodo no FBP (kgSST/d)

Y: coeficiente de produção de lodo no FBP (kgSST/kgDQO_{removida})

DBO_{remov} : massa de DBO removida no FBP (kgDBO/d)

Os valores de Y observados nos sistemas de tratamento biológico com biofilme, trabalhando com alta taxa, sem nitrificação, apresentam uma produção de lodo na faixa de 0,8 a 1,0 kg SS/kgDBO removida e com relação $SSV/SS = 0,75$ a $0,85$. Esta estimativa de produção de lodo tem-se mostrado adequada para o tratamento de efluentes de reatores UASB em FBP. Os SS do efluente do FBP são normalmente removidos em decantadores secundários convencionais, conforme tratado no item 4.4.3.8.

A avaliação da produção volumétrica de lodo pode ser feita a partir da seguinte equação:

$$V_{\text{lodo}} = \frac{P_{\text{lodo}}}{\gamma \times C} \quad (4.5)$$

na qual:

V_{lodo} : produção volumétrica de lodo (m³/d)

P_{lodo} : produção de lodo no FBP (kgSST/d)

γ : densidade do lodo (usualmente da ordem de 1000 a 1040 kg/m³)

C: concentração do lodo removido do decantador secundário (usualmente na faixa de 1 a 2%)

4.4.3.11 Resumo dos critérios e parâmetros de projeto

Um resumo dos principais critérios e parâmetros que norteiam o projeto de filtros biológicos percoladores, aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, é apresentado na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 – Taxas de aplicação recomendadas para o projeto de filtros biológicos percoladores de alta taxa aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios

Critério/parâmetro de projeto	Faixa de valores, em função da vazão		
	Para $Q_{\text{média}}$	Para $Q_{\text{máxima diária}}$	Para $Q_{\text{máxima horária}}$
Meio suporte	Pedra	Pedra	Pedra
Profundidade do meio suporte (m)	2,0 a 3,0	2,0 a 3,0	2,0 a 3,0
Taxa de aplicação superficial (m ³ /m ² .dia)	15 a 18	18 a 22	25 a 30
Carga orgânica volumétrica (kgDBO/m ³ .d)	0,5 a 1,0	0,5 a 1,0	0,5 a 1,0

4.4.4 Aspectos construtivos

Os filtros biológicos percoladores são, normalmente, construídos em concreto armado, embora as unidades menores possam ser confeccionadas com diferentes materiais, como aço, fibra de vidro etc. Qualquer que seja o material de construção do FBP, as maiores preocupações construtivas devem se

ater à longevidade e a integridade da estrutura do filtro e do meio suporte, conseguida com a utilização de materiais adequadamente selecionados e resistentes às condições adversas impostas pelos esgotos.

Particular atenção deve ser dispensada à escolha do material de enchimento e ao preenchimento do filtro, uma vez que problemas recorrentes de entupimento e colmatação do meio suporte têm sido reportados com alguma frequência. Nesse sentido, as recomendações contidas no item 4.4.5 devem ser seguidas com critério, particularmente no caso de filtros preenchidos com pedras, uma vez que o tamanho e o formato indevido das pedras podem ocasionar a falha do sistema de tratamento.

Outro aspecto relevante refere-se à construção do sistema de drenagem de fundo, que deve ser resistente o suficiente para suportar todo o peso da estrutura localizada na parte superior, incluindo o meio suporte, o crescimento do biofilme e o próprio esgoto. Além disso, devem ser garantidas, com rigor, as recomendações de projeto relativas às declividades do sistema de drenagem e às áreas livres para permitir a ventilação do FBP.

4.4.5 Aspectos Operacionais

Os filtros biológicos percoladores caracterizam-se pela sua simplicidade operacional, uma vez que o grau de mecanização do sistema é mínimo, atendo-se, principalmente, à distribuição de vazão no FBP e à remoção de lodo no decantador secundário. Dessa forma, a operação do sistema consiste, basicamente, de atividades corriqueiras visando:

- o monitoramento da eficiência do sistema de tratamento, feito através de um adequado programa de análises físico-químicas do afluente ao FBP e do efluente do decantador secundário;
- o monitoramento da produção de lodo no sistema de tratamento, feito através de medições de sólidos suspensos no efluente do FBP e, principalmente, no efluente e no lodo de descarte do decantador secundário;
- a verificação da ocorrência de empoçamentos na superfície do FBP, que ocorre, geralmente, quando o volume de vazios no meio suporte é tomado por crescimento em excesso da camada biológica;
- a verificação da proliferação excessiva de moscas, que ocorre, notadamente, quando o FBP é operado de forma intermitente e/ou com baixas taxas de aplicação hidráulica superficial;
- a verificação do sistema de drenagem de fundo do FBP, eliminando-se qualquer acúmulo indevido de sólidos na laje inferior e nas canaletas de coleta do efluente.

Além desses aspectos operacionais básicos, devem ser desenvolvidas atividades de manutenção preventiva, a fim de garantir a integridade das unidades de tratamento e de todos os equipamentos instalados. Atenção especial deve ser dispensada à inspeção dos distribuidores de vazão e dos removedores de lodo.

4.4.6 Exemplo de dimensionamento

Dimensionar um filtro biológico percolador de alta taxa para o pós-tratamento dos efluentes de um reator UASB, sendo conhecidos os seguintes elementos de projeto:

a) Dados de entrada

População: $P = 50.000$ hab

Vazão afluyente média: $Q_{\text{méd}} = 7.944 \text{ m}^3/\text{d}$

Vazão afluyente máxima diária: $Q_{\text{máx-d}} = 9.144 \text{ m}^3/\text{d}$

Vazão afluyente máxima horária: $Q_{\text{máx-h}} = 12.744 \text{ m}^3/\text{d}$

Carga orgânica afluyente ao reator UASB: $CO_{A-UASB} = 2.500 \text{ kgDBO/d}$

DBO média afluyente ao reator UASB: $S_{o-UASB} = 315 \text{ mg/L}$

Eficiência de remoção de DBO esperada para o reator UASB: 70%

Carga orgânica efluente do reator UASB, em termos de DBO: $CO_{e-UASB} = 750 \text{ kgDBO/d}$

DBO média efluente do reator UASB: $S_{e-UASB} = 94,4 \text{ mg/L}$

Concentração de DBO desejada para o efluente do FBP: $S_{e-FBP} < 30 \text{ mg/L}$

Temperatura do esgoto: $T = 23^\circ\text{C}$ (média do mês mais frio)

Coefficiente de produção de lodo no FBP: $Y = 0,75 \text{ kgSST/kgDBO}_{\text{remov}}$

Concentração esperada para o lodo de descarte do decantador secundário: $C = 1\%$

Densidade do lodo: $\gamma = 1.020 \text{ kgSST/m}^3$.

b) Dimensionamento do filtro biológico percolador

Adotar carga orgânica volumétrica (C_v)

De acordo com a Tabela 4.4, os FBP de alta taxa devem ser projetados com C_v entre 0,5 e 1,0 $\text{kgDBO/m}^3 \cdot \text{d}$.

Valor adotado: $C_v = 0,85 \text{ kgDBO/m}^3 \cdot \text{d}$

Cálculo do volume de meio suporte, de acordo com a equação 4.2 (V)

$$V = (Q_{\text{méd}} \times S_{e-UASB}) / C_v = (7.944 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,094 \text{ kgDBO/m}^3) / (0,85 \text{ kgDBO/m}^3 \cdot \text{d}) = 882,4 \text{ m}^3$$

Adotar profundidade para o meio suporte

De acordo com a Tabela 4.4, os FBP de alta taxa devem ser projetados com alturas de meio suporte entre 2,0 e 3,0 m. Valor adotado: $H = 2,0 \text{ m}$

Cálculo da área do FBP (A)

$$A = V / H = (882,4 \text{ m}^3) / (2,0 \text{ m}) = 441,2 \text{ m}^2$$

Verificação da taxa de aplicação hidráulica superficial no FBP (q_s)

Para Q média: $q_s = Q_{\text{méd}} / A = (7.944 \text{ m}^3/\text{d}) / (441,2 \text{ m}^2) = 18,0 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$

Para Q máxima diária: $q_s = Q_{\text{máx-d}} / A = (9.144 \text{ m}^3/\text{d}) / (441,2 \text{ m}^2) = 20,7 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$

Para Q máxima horária: $q_s = Q_{\text{máx-h}} / A = (12.744 \text{ m}^3/\text{d}) / (441,2 \text{ m}^2) = 28,9 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$

Verifica-se, de acordo com a Tabela 4.3, que os valores das taxas de aplicação hidráulica superficial ficaram compreendidos dentro das faixas recomendadas, para as três condições de vazões aplicadas

Cálculo do diâmetro do FBP (D)

Adotar 2 filtros, cada um com área de $220,6 \text{ m}^2$

$$D = [(4 \times A) / \pi]^{0,5} = [(4 \times 220,6 \text{ m}^2) / \pi]^{0,5} = 16,8 \text{ m}$$

Estimativa da eficiência de remoção de DBO do FBP, de acordo com a Equação 4.3

$$E = 100 / [1 + 0,443 \times (C_v/F)^{0,5}] = 100 / [1 + 0,443 \times (0,85/1)^{0,5}] = 71 \%$$

Estimativa da concentração de DBO no efluente final (S_{e-FBP})

$$S_{e-FBP} = S_{e-UASB} \times (1 - E/100) = 94,4 \times (1 - 71/100) = 27,4 \text{ mg/L}$$

Avaliação da produção de lodo

A produção esperada de lodo no FBP pode ser estimada a partir das Equações 4.4 e 4.5

$$P_{\text{lodo}} = Y \times \text{DBO}_{\text{remov}}$$

$$\text{DBO}_{\text{remov}} = Q_{\text{med}} \times (S_{e-UASB} - S_{e-FBP}) = 7.944 \text{ m}^3/\text{d} \times (0,0944 \text{ kgDBO}/\text{m}^3 - 0,0274 \text{ kgDBO}/\text{m}^3)$$

$$\text{DBO}_{\text{remov}} = 532,2 \text{ kgDBO}_{\text{remov}}/\text{d}$$

$$P_{\text{lodo}} = 0,75 \text{ kgSST}/\text{kgDBO}_{\text{remov}} \times 532,2 \text{ kgDBO}_{\text{remov}}/\text{d} = 399,2 \text{ kgSST}/\text{d}$$

Considerando-se 75% de sólidos voláteis, tem-se:

$$P_{\text{lodo-volátil}} = 0,75 \times 399,2 \text{ kgSST}/\text{d} = 299,4 \text{ kgSSV}/\text{d}$$

$$V_{\text{lodo}} = P_{\text{lodo}} / (\gamma \times C) = (399,2 \text{ kgSST}/\text{d}) / (1020 \text{ kg}/\text{m}^3 \times 0,01) = 39 \text{ m}^3/\text{d}$$

Pré-dimensionamento do decantador secundário

De acordo com a Tabela 4.3, os decantadores devem ser projetados com uma taxa de escoamento superficial entre 20 e 30 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$. Valor adotado $q_A = 24 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$

$$A = Q_{\text{med}}/q_A = (7.944 \text{ m}^3/\text{d}) / (24 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}) = 331 \text{ m}^2$$

Adotar 2 decantadores circulares, mecanizados, com raspadores de lodo de tração periférica, que terão:

Diâmetro = 15 m; profundidade útil junto à parede = 3,5 m; área superficial, por unidade = 177 m^2

De acordo com a Tabela 4.3, a taxa de aplicação superficial máxima deverá estar situada entre 40 e 48 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ e o valor calculado resultou:

$$q_A = Q_{\text{máx-h}}/A = (12.744 \text{ m}^3/\text{d}) / (2 \times 177 \text{ m}^2) = 36 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$$

O lodo dos decantadores secundários irá para o poço de lodo e daí bombeado para a entrada dos reatores UASB. Para lodo removido com 1% de sólidos, tem-se:

$$V_{\text{lodo}} = P_{\text{lodo}} / (\gamma \times C) = (563 \text{ kgSS}/\text{d}) / (1020 \text{ kg}/\text{m}^3 \times 0,01) = 55,2 \text{ m}^3/\text{d}$$

Adotar 2 conjuntos moto-bombas submersas (1 para rodízio e reserva), com capacidade de 5 L/s, sendo que o tempo de operação será da ordem de 10 minutos por hora.

Lodo para desaguamento

- produção de lodo nos reatores UASB

$$P_{\text{lodo}} = Y \times \text{DBO}_{\text{aplicada}} = 0,28 \text{ kgSS}/\text{kgDBO}_{\text{aplicada}} \times 2.500 \text{ kgDBO}/\text{d} = 700 \text{ kgSS}/\text{d}$$

- produção total, incluindo o lodo secundário retornado aos reatores UASB, considerando-se 20% de redução do lodo volátil:

$$P_{\text{lodo}} = 700 \text{ kgSS}/\text{d} + (399,2 - 0,20 \times 299,4) = 1.039,3 \text{ kgSS}/\text{d}$$

4.5 BIODISCOS

4.5.1 Introdução

O primeiro reator comercial do tipo biodisco foi instalado na Alemanha Ocidental, em 1960. O desenvolvimento desse processo foi induzido pelo interesse no uso de meios suporte plásticos, e inicialmente apresentou muitas vantagens quando comparado aos antiquados filtros percoladores com leito de pedras e de baixa taxa.

Na década da 70, sua aplicação foi ampliada, devido ao desenvolvimento de novos meios suportes e pelo fato de apresentar baixos requisitos de energia, quando comparado ao processo de lodos ativados. Devido a problemas estruturais com eixos e meios suporte, excessivo crescimento de biomassa aderida, rotações irregulares e outros problemas de baixa performance do processo, ocorreu uma certa rejeição desse tipo de processo por parte dos projetistas em décadas recentes. Entretanto, avanços em pesquisas tecnológicas e novos sistemas de meio suporte (tipo *Biodrum*) tornam sua aplicação viável em determinadas situações, como em pequenos sistemas. Apesar da simplicidade e estabilidade operacional, trata-se de um processo muito pouco utilizado no Brasil. Entretanto, nos últimos 5 anos, ETEs associando reatores UASB e biodiscos passaram a ser cotejadas como opção para o tratamento de esgotos sanitários de pequenas e médias aglomerações urbanas.

4.5.2 Descrição da Tecnologia

O processo de biodiscos consiste em um tanque prismático, onde são instalados eixos horizontais com discos acoplados, igualmente espaçados (Figura 4.16). Os eixos são mantidos em rotação constante de 1 a 2 rpm, seja por ação mecânica (quando se trabalha com cerca de 40% do diâmetro submerso) ou por impulsão de ar (quando se trabalha com cerca de 90% de seu diâmetro submerso). Esse movimento de rotação expõe, alternadamente, os discos ao ar atmosférico e a matéria orgânica contida no meio líquido, facilitando, assim, a adesão e o crescimento de microorganismos em sua superfície, formando uma película de poucos milímetros de espessura, que chega a cobrir todo o disco. Em experiências práticas, o tempo para formação do biofilme e partida do processo ficou em torno de 1 a 2 semanas.

Os discos geralmente são circulares e construídos de plástico de baixa densidade, são instalados de forma a ficarem parcialmente imersos, usualmente 40 %, e têm as seguintes funções no processo:

- servir de meio suporte para o desenvolvimento do biofilme;
- promover o contato do biofilme com o esgoto;
- manter a biomassa desgarrada dos discos em suspensão nos esgotos;
- promover a aeração do biofilme e do esgoto aderido ao mesmo e situado na parte inferior, devido à imersão dos discos.

Existem casos em que os discos trabalham cerca de 90% submersos e, nestes casos, a introdução de ar se faz necessária para se ter oxigênio suficiente para o processo aeróbio. Quando o biofilme atinge uma espessura excessiva, ocorre o desprendimento de parte do mesmo. Esses organismos são mantidos em suspensão no meio líquido, devido ao movimento dos discos, aumentando a eficiência do sistema. Entretanto, a biomassa desprendida e outros sólidos suspensos são arrastados no efluente, necessitando o processo de um decantador secundário. Bem projetados, os Biodiscos

podem alcançar tratamento a nível secundário, nitrificação e desnitrificação. Na Figura 4.16 é apresentado um fluxograma típico de ETE que utiliza biodiscos. O decantador primário pode ser substituído por um reator UASB ou tanque séptico, diminuindo substancialmente a carga orgânica na etapa aeróbia assegurada pelos biodiscos.

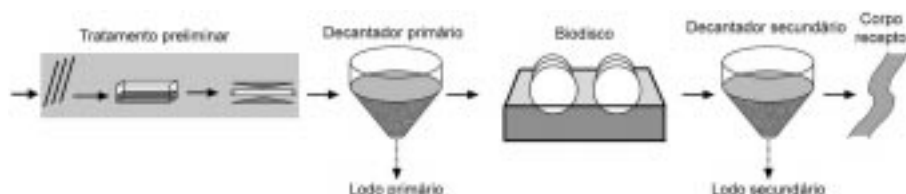


Figura 4.16 – Esquema típico de uma ETE com biodiscos

4.5.3 Conceitos e Princípios

A transferência de massa e difusão de substrato e oxigênio, dentre vários aspectos, dominam a remoção orgânica nos sistemas com biodiscos. Esses fatores são importantes para a performance desses reatores. Entretanto, devido à complexidade do fenômeno transferência/difusão, a remoção de matéria orgânica não se aplica a nenhum modelo simplificado. As máximas taxas de remoção de matéria orgânica estão limitadas pela capacidade de transferência de oxigênio. A principal fonte de oxigênio para o sistema é o ar atmosférico, sendo a turbulência gerada pela rotação dos discos apenas uma consequência benéfica adicional.

4.5.4 Critérios e Parâmetros de Projeto

O biodisco é mais frequentemente utilizado para o tratamento de esgotos sanitários decantados, embora algumas instalações para o tratamento de efluentes de reatores UASB já estejam em operação no Brasil. Os biodiscos são normalmente dimensionados para se atingir apenas uma remoção de DBO e SS, ou para se obter um efluente bem nitrificado.

4.5.4.1 Cargas hidráulicas e orgânicas

Em qualquer reator biológico, é necessário um tempo de residência ou de reação suficiente. Portanto, acréscimos de vazão resultam em incremento na taxa de aplicação hidráulica e decréscimo no tempo de residência. Considerações sobre equalização de vazões devem ser observadas, quando ocorrerem picos de vazão diária 2,5 vezes superior à vazão média.

Para se ter um melhor aproveitamento das velocidades de reação biológica, que são maiores com maior concentração de DBO solúvel no líquido sob tratamento, é usual a divisão do sistema de biodisco em estágios, operando o primeiro estágio com DBO solúvel $\geq 50 \text{ mg O}_2/\text{L}$, para se ter reação de ordem zero em relação à DBO, quando se observa uma máxima taxa de remoção de cerca de $12 \text{ gDBO}/\text{m}^2\cdot\text{dia}$. Todavia, a taxa de aplicação orgânica no primeiro estágio de biodiscos é também uma variável limitante para o projeto, devido a problemas observados com excessivas taxas de aplicação, que geram aumento de espessura de biofilme, limitações quanto ao oxigênio disponível, geração de odores, deterioração do processo, sobrecarga estrutural etc. Em vista dessas observações, para esgotos sanitários decantados, a máxima taxa de aplicação orgânica sugerida para o primeiro

estágio tem sido limitada, por alguns fabricantes do equipamento, a $15 \text{ gDBO}_{\text{solúvel}}/\text{m}^2.\text{dia}$, ou $30 \text{ gDBO}/\text{m}^2.\text{dia}$, para esgoto decantado. Já METCALF & EDDY (1991) sugere limites máximos de 19 a $30 \text{ gDBO}_{\text{solúvel}}/\text{m}^2.\text{dia}$, ou 39 a $59 \text{ gDBO}/\text{m}^2.\text{dia}$.

Sistemas de biodisco têm, em geral, no mínimo 2 estágios para tratamento a nível secundário e 3 estágios para remoção de DBO e nitrificação. A taxa de aplicação de matéria orgânica, com base na DBO solúvel, é considerada importante, uma vez que a matéria orgânica biodegradável utilizada predominantemente pela biomassa aderida ao biodisco é a solúvel, que é também a mais rapidamente biodegradável e, portanto, a que controla as máximas taxas de utilização de oxigênio. Para esgoto sanitário tipicamente doméstico decantado, tem-se cerca de 50% da DBO solúvel e os outros 50% em suspensão. Já para efluentes de reatores UASB, os dados disponíveis da relação $\text{DBO}_{\text{filtrada}}/\text{DBO}_{\text{total}}$ são muito poucos e indicam uma relação variando de 0,4 e 0,5, enquanto a relação $\text{DQO}_{\text{filtrada}}/\text{DQO}_{\text{total}}$ fica mais comumente na faixa de 0,4 a 0,7.

Observações sobre concentração de substrato e taxa de aplicação hidráulica permitiram a verificação da influência desses parâmetros na taxa de remoção de substrato e na eficiência do sistema, concluindo no conceito de carga orgânica total, para finalidade de parâmetro de projeto (WEF, 1992). Em uma investigação de 23 estações com biodisco nos EUA(119), foi ajustada uma curva do tipo DBO_5 afluente x carga hidráulica no primeiro estágio (Figura 4.17), a partir da qual foi observado crescimento de organismos prejudiciais ao processo.

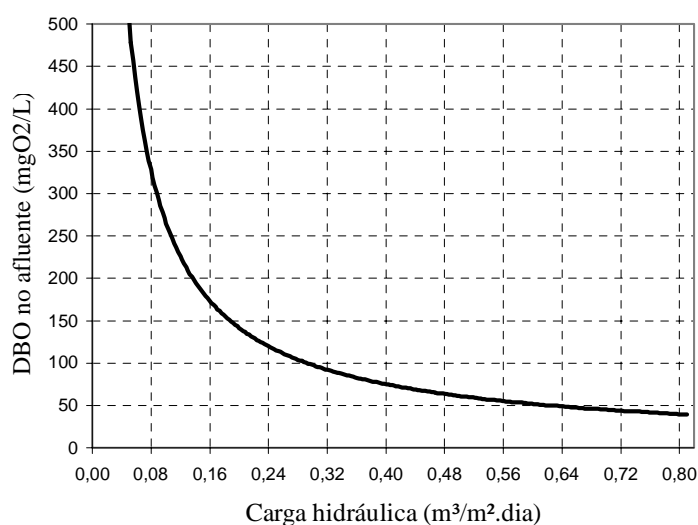


Figura 4.17 – Condições de oxigênio dissolvido relacionado com a concentração de matéria orgânica afluente e carga hidráulica (adaptado de WEF, 1992)

A curva apresentada na Figura 4.17 corresponde ao limite de $31 \text{ gDBO}_5/\text{m}^2.\text{d}$ para o desenvolvimento de organismos sulfo-oxidantes. Com a aplicação de altas taxas de aplicação orgânicas, podem ocorrer problemas como: desenvolvimento de um biofilme mais pesado, crescimento de organismos prejudiciais, redução de OD e deterioração total da performance do processo.

4.5.4.2 Características do esgoto afluyente

As características do esgoto afluyente e os impactos na biodegradabilidade são considerações importantes no projeto de biodiscos. Altas concentrações de ácido sulfídrico (H_2S) aceleram o crescimento de organismos tóxicos (prejudiciais) ao processo. Em efluentes com altas concentrações de H_2S , deverão ser previstos sistemas de remoção a montante, como pré-aeração.

4.5.4.3 Temperatura do esgoto

A literatura técnica indica que a eficiência do processo não é afetada, para temperaturas do esgoto acima de 13° C. Porém, como todo processo biológico, há redução na performance do processo para temperaturas mais baixas.

4.5.4.4 Controle do biofilme

A espessura do biofilme é muito importante no processo de biodiscos. Portanto, a espessura total de biofilme e a espessura ativa são duas características que devem ser distinguidas. Dependendo das condições hidrodinâmicas, a espessura total do biofilme varia entre 0,07 a 4,0 mm. Entretanto, a parte do biofilme que contribui para a remoção de substrato, chamada de espessura de biofilme ativo, foi estimada entre 20 a 600 μm , a partir de estudos que relacionam espessura do biofilme com eficiência de remoção. A maioria desses estudos mostrou que devido a limitações de difusão de oxigênio ou substrato, existe uma espessura máxima de biofilme ativo a partir da qual a taxa de remoção não sofre acréscimos.

Deverá ser prevista uma flexibilidade operacional suficiente para controle da espessura do biofilme. Devido à aplicação de uma taxa de aplicação orgânica maior nos primeiros estágios, os mesmos poderão apresentar um maior crescimento do biofilme. Dispositivos para medir o peso dos eixos podem ser aplicados para controlar o crescimento e acumulação da biomassa. As técnicas para controle da espessura do biofilme incluem: acréscimos na velocidade de rotação (forças cisalhantes), reversão periódica do sentido de rotação, uso de aeração suplementar, uso de chicanas removíveis e alimentação escalonada para redução da taxa de aplicação orgânica, ou, em último caso, uso de produtos químicos para remoção do biofilme.

4.5.4.5 Níveis de oxigênio dissolvido

Uma das maiores causas de falha dos sistemas aeróbios é o nível inadequado de oxigênio dissolvido. A literatura indica o nível mínimo de OD de 2 mg/L, para sistemas de biodisco. Baixos níveis de OD para altas taxas levam a produção de H_2S no interior do biofilme, o que aumenta o crescimento de organismos sulfo-oxidantes com *Beggiatoa* (*bact. Filamentosa*), gerando excesso de biomassa, aumento de peso e possível falha dos eixos ou meio suporte. Esses microorganismos competem com os organismos heterotróficos no consumo do oxigênio disponível e espaço no meio suporte, gerando acréscimo na espessura do biofilme e redução na eficiência de remoção de matéria orgânica.

Já organismos nitrificantes são mais sensíveis a níveis de oxigênio dissolvido que organismos heterotróficos. Os níveis de OD necessários para nitrificação variam de 0,5 a 4,0 mg/L, e considera-se típico o valor de 2,0 mg/L. Em sistemas de biodisco aplicados para nitrificação, o nível de OD geralmente eleva-se nos últimos estágios. Combinado com baixos valores de DBO_5 , isto pode reduzir a eficiência de nitrificação, devido ao desenvolvimento de protozoários predadores das bactérias nitrificantes. Para evitar o crescimento de predadores, sugere-se OD máximo de 3,5 mg/L e $DBO_{filtrada}$ entre 6 a 8 mg/L, nos estágios nitrificantes. O projeto deve prever meios de acréscimo do OD no sistema, tais como: controle de variação de velocidades, aeração suplementar, recirculação do

efluente, alimentação escalonada do afluente e uso de chicanas removíveis, principalmente nos estágios iniciais.

4.5.4.6 Flexibilidade operacional

Os sistemas de biodisco devem ser providos de flexibilidade adequada para boa operação e manutenção. Devem ser observados os seguintes itens:

- possibilidade de aeração suplementar em sistemas de rotação mecânica, visando possíveis sobrecargas dos primeiros estágios;
- meios de remoção do crescimento de biofilme em excesso, tais como: “stripping” com ar, água ou aditivos químicos, controle de rotação, etc;
- chicanas removíveis entre todos os estágios;
- controle de alternativas para alimentação do reator;
- recirculação de efluente do clarificador secundário;
- equipamento de monitoramento de OD nos estágios;
- fácil acesso a equipamentos que necessitam de inspeção, manutenção e substituição, tais como: eixos, material suporte, sopradores, etc;
- drenagem dos tanques.

4.5.4.7 Resumo dos critérios e parâmetros de projeto

As recomendações para dimensionamento de biodiscos são baseadas, principalmente, na taxa de aplicação de DBO por unidade de área de material suporte de biomassa disponível no biodisco, e também na taxa de aplicação hidráulica por superfície disponível para suporte da biomassa. A Tabela 4.5, adaptada de METCALF & EDDY (1991), pode ser utilizada como base para o dimensionamento de sistemas de biodiscos.

Tabela 4.5 - Resumo dos parâmetros de dimensionamento de biodiscos

Item	Nível de tratamento		
	Secundário	Secundário com nitrificação	Nitrificação de efluente secundário
Taxa de aplicação hidráulica ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$)	0,08 a 0,16	0,03 a 0,08	0,04 a 0,10
Carga orgânica superficial ($\text{g DBO}_{\text{solúvel}}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$)	3,7 a 9,8	2,4 a 7,3	0,5 a 1,5
Carga orgânica superficial ($\text{g DBO}/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$)	9,8 a 17,2	7,3 a 14,6	1,0 a 2,9
Máxima carga orgânica superficial no 1º estágio ($\text{g DBO}_{\text{solúvel}}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$)	19 a 29 (14 *)	19 a 29 (14 *)	-
Máxima carga orgânica superficial no 1º estágio ($\text{g DBO}_l/\text{m}^2 \cdot \text{d}$)	39 a 59 (30*)	39 a 59 (30*)	-
Carga orgânica superficial de N amoniacal ($\text{g N-NH}_4^+/\text{m}^2 \cdot \text{d}$)	-	0,7 a 1,5	1,0 a 2,0
Tempo de detenção hidráulica (horas)	0,7 a 1,5	1,5 a 4,0	1,2 a 2,9
DBO do efluente ($\text{mg O}_2/\text{L}$)	15 a 30	7 a 15	7 a 15
N-NH ₄ ⁺ efluente (mgN/L)	-	< 2	< 2

* cargas usualmente utilizadas em projeto

4.5.5 Produção e Características do Lodo dos Biodiscos


A produção e características do lodo produzido nos biodiscos são basicamente as mesmas dos lodos produzidos nos filtros biológicos percoladores, ou seja, $Y = 0,75$ a $1,0 \text{ kgSS/kg DBO removida}$, com relação $\text{SSV/SS} = 0,75$ a $0,85$. As Equações 4.4 e 4.5 podem ser utilizadas no dimensionamento das unidades de tratamento do lodo na ETE.

4.5.6 Aspectos Construtivos e Características do Meio Suporte

Os biodiscos possuem um eixo que suporta e faz girar o meio plástico, que serve de suporte para o desenvolvimento do biofilme. Para biodiscos de polietileno de alta densidade, os comprimentos de eixo variam de 1,5 até 8,0 m e os diâmetros de 2,0 a 3,8 m. Existem vários padrões de superfície corrugada, que definem a sua área específica para suporte de biofilme. De acordo com o padrão da superfície corrugada, esses biodiscos podem ser classificados como: i) de baixa densidade (ou convencional), com cerca de 9.300 m^2 por unidade, com comprimento de eixo da ordem de 8,0 m (7,26 m ocupado com o meio) e diâmetro de 3,8 m; ii) média ou alta densidade, com áreas de cerca de 11.000 a 16.700 m^2 por unidade, com as mesmas dimensões referidas anteriormente. As unidades com área superficial chamadas de baixa densidade são normalmente utilizadas nos primeiros estágios, enquanto as de média e alta densidade são aplicadas nos estágios finais do sistema de biodiscos. Isso porque nos estágios iniciais, com concentrações de DBO maior, tem-se um maior crescimento de biomassa, o que poderia levar as unidades de alta densidade de área superficial a ter um peso excessivo, prejudicando a sua estrutura.

Alguns biodiscos são compostos de cilindros, com o seu interior constituindo-se de colméias, com o objetivo de se ter elevadas áreas superficiais específicas. Uma variante dos biodiscos é composta de rodas com tubos corrugados, que trabalham com imersão de cerca de 90%, que ao girarem, permitem a entrada de líquido para dentro dos tubos, arrastando grande quantidade de ar. O movimento das rodas é induzido pela aplicação de ar, que também é usado para complementar a necessidade de oxigênio para o processo aeróbio. Essas rodas têm diâmetro variando de 1,2 a 3,3 m, com área de superfície que varia de 170 m², para uma roda de diâmetro de 1,2 m e largura de 0,9 m, a 4.000 m², para roda com diâmetro de 3,3 m e largura de 2,5 m.

Para os biodiscos que trabalham com imersão de cerca de 40% de seu diâmetro, é comum que os sistemas sejam cobertos, de modo a protege-los contra a deterioração pelos raios ultra-violeta e também para controlar o crescimento de algas, que pode levar ao aumento sensível do peso da biomassa aderida à superfície dos biodiscos.



4.5.7 Exemplo de dimensionamento

Dimensionar um biodisco modificado para o pós-tratamento dos efluentes provenientes de um reator UASB, sendo observados os mesmos elementos de projeto do FBP (item 4.4.4):

a) Dados de entrada

População: $P = 50.000$ hab

Vazão afluyente média: $Q_{\text{méd}} = 7.944 \text{ m}^3/\text{d}$

Vazão afluyente máxima diária: $Q_{\text{máx-d}} = 9.144 \text{ m}^3/\text{d}$

Vazão afluyente máxima horária: $Q_{\text{máx-h}} = 12.744 \text{ m}^3/\text{d}$

Carga orgânica afluyente ao reator UASB: $\text{CO}_{\text{A-UASB}} = 2.500 \text{ kgDBO/d}$

DBO média afluyente ao reator UASB: $S_{\text{o-UASB}} = 315 \text{ mg/L}$

Eficiência de remoção de DBO esperada para o reator UASB: 70%

Carga orgânica efluente do reator UASB, em termos de DBO: $\text{CO}_{\text{e-UASB}} = 750 \text{ kgDBO/d}$

DBO média efluente do reator UASB: $S_{\text{e-UASB}} = 94,4 \text{ mg/L}$

Concentração de DBO desejada para o efluente do biodisco: $S_{\text{e-BIOD}} < 30 \text{ mg/L}$.

Temperatura do esgoto: $T = 23^\circ\text{C}$ (média do mês mais frio)

Coefficiente de produção de lodo no Biodisco: $Y = 0,75 \text{ kgSST/kgDBO}_{\text{remov}}$

Concentração esperada para o lodo de descarte do decantador secundário: $C = 1\%$;

Densidade do lodo: $\gamma = 1.020 \text{ kgSST/m}^3$.

b) Pré-dimensionamento do biodisco

Serão utilizados biodiscos modificados, quase totalmente submersos, compostos de rodas com tubos de plástico corrugado e com aplicação de ar para movimentação das rodas.

Adotar carga orgânica superficial (C_s)

De acordo com a Tabela 4.5, os biodiscos devem ser projetados com C_s entre 9,8 a 17,2 gDBO/m².d, para obter-se tratamento de nível secundário. Valor adotado: $C_s = 14 \text{ gDBO/m}^2.\text{d}$ (0,014 kgDBO/m².d)

Cálculo da área de meio suporte

$$A_{\text{sup}} = \text{CO}_{\text{e-UASB}} / C_s = (750 \text{ kgDBO/d}) / (0,014 \text{ kgDBO/m}^2.\text{dia}) = 53.571 \text{ m}^2$$

- Serão utilizadas 16 rodas com diâmetro de 3,25 m e largura de 2,2 m por roda, colocadas em tanques com profundidade útil de 3,1 m. Cada roda tem área de superfície de tubos de 3.564 m².
- Serão utilizados 4 tanques em 2 linhas em paralelo. Cada tanque, com volume de 264,6 m³, comportará 2 rodas. As dimensões dos tanques para os biodiscos de tubos plásticos corrugados serão: comprimento = 11,0 m, largura = 6,0 m e profundidade útil = 3,1 m.

2) Pré-dimensionamento do sistema de fornecimento de ar

Necessidade de ar = 90 Nm³ar/hora (fornecido pelo fabricante, para movimentar cada roda)

Necessidade de ar = 16 x 90 = 1440 Nm³ar/hora = 24 Nm³ar/min.

Serão utilizados 3 sopradores (1 por linha e mais 1 de reserva), tipo Roots, para 13,0 Nm³ar/min, cada um, e pressão de 3,6 m.c.a., com motor de 20 cv cada.

3) Pré-dimensionamento do decantador secundário e lodo para desaguamento

Resolução idêntica a do Exemplo do item 4.4.4.

4.6 BIOFILTROS AERADOS SUBMERSOS

4.6.1 Introdução

Os biofiltros aerados com leito filtrante constituem-se hoje em dia numa tecnologia madura, originando ETEs compactas que podem ser enterradas no sub-solo de estádios esportivos, parques e edifícios em pleno ambiente urbano. Uma das principais vantagens da tecnologia é a possibilidade de gerar estações com baixo impacto ambiental, passíveis de serem cobertas e desodorizadas com relativa simplicidade (ROGALLA, 1992). Outras vantagens são a compacidade, o aspecto modular, a rápida entrada em regime, a resistência aos choques de cargas, a ausência de clarificação secundária (PUJOL et al., 1992) e a resistência às baixas temperaturas do esgoto (GONÇALVES, 1994).

Estações de tratamento com biofiltros submersos, com capacidade variando de 10.000 a 1.000.000 de habitantes, encontram-se em operação na Europa. Protótipos industriais foram estudados pelo órgão de saneamento da região parisiense, com vistas à adequação da estação de tratamento de Achères (5 milhões de hab.eq.) aos novos padrões europeus de qualidade de efluentes. Aproximadamente 50 unidades de menor porte operam atualmente no Japão, principalmente para tratamento de despejos industriais, e uma dezena na América do Norte.

No Brasil, associados em série a reatores do tipo UASB, os biofiltros aerados submersos vêm recentemente sendo utilizados como solução para o tratamento de esgotos em pequenos e médios Municípios. Com inúmeras simplificações com relação aos processos similares da Europa, novos biofiltros surgidos no Brasil geram ETEs compactas, com baixos custos de implantação, operação e manutenção, que não demandam mão-de-obra qualificada e apresentam baixos consumo energético e produção de lodos (BOF et al., 2001).

4.6.2 Descrição da Tecnologia

Na prática, um biofiltro aerado submerso é constituído por um tanque preenchido com um material poroso, através do qual esgoto e ar fluem permanentemente. Na quase totalidade dos processos existentes, o meio poroso é mantido sob total imersão pelo fluxo hidráulico, caracterizando-os como reatores trifásicos compostos por:

- fase sólida: constituída pelo meio suporte e pelas colônias de microorganismos que nele se desenvolvem, sob a forma de um filme biológico (biofilme);
- fase líquida: composta pelo líquido em permanente escoamento através do meio poroso;
- fase gasosa: formada pela aeração artificial e, em reduzida escala, pelos gases subprodutos da atividade biológica.

Os biofiltros aerados submersos com meios granulares, doravante neste texto denominados BFs, realizam, no mesmo reator, a remoção de compostos orgânicos solúveis e de partículas em suspensão presentes no esgoto. Além de servir de meio suporte para os microorganismos, o material granular constitui-se num eficaz meio filtrante. Neste tipo de processo são necessárias lavagens periódicas para eliminar o excesso de biomassa acumulada, reduzindo as perdas de carga hidráulica através do meio. Durante a lavagem, com a alimentação de esgoto interrompida ou não, são realizadas diversas descargas hidráulicas sequenciais de ar e água de lavagem.

Por outro lado, os biofiltros submersos com leitos estruturados, doravante denominados filtros biológicos aerados submersos ou FBAS, caracterizam-se pelo enchimento do mesmo tipo do utilizado para os filtros biológicos percoladores (FBP). Por não possuírem enchimento do tipo granular, como nos BFs, não retém a biomassa em suspensão pela ação de filtração e necessitam de

decantadores secundários, pelo menos nas taxas de aplicação hidráulica usuais nos filtros percoladores. Os FBAS podem operar com fluxo ascendente ou descendente e, como necessitam de fornecimento de ar para aeração, este é feito através de difusores de bolhas grossas, colocados na parte inferior do filtro e alimentados por sopradores. A alimentação dos FBAS é semelhante à utilizada para os BFs. Quando operados sem recirculação de lodo, respondem de maneira próxima aos FBP (ainda que este esteja operando com recirculação de efluente final para diluir o afluente para cerca de 100 mg DBO/L) submetidos às mesmas taxas de aplicação orgânica por unidade de área superficial de enchimento ou por unidade de volume de enchimento do filtro.

Os primeiros BFs, surgidos no início dos anos 80, foram concebidos para realizar a remoção de SS e a oxidação da matéria orgânica em esgotos domésticos. Um exemplo típico do fluxograma de uma destas ETEs é apresentado na Figura 4.18. Suas principais unidades componentes são:

- pré-tratamento: gradeamento grosseiro, gradeamento fino e desarenação;
- tratamento primário: decantadores convencionais ou lamelares;
- tratamento secundário: BFs, no caso, com fluxo ascendente.
- As duas fontes de geração de lodo são os decantadores primários e a lavagem dos BFs. O lodo de lavagem geralmente é recolhido em um tanque de estocagem, sendo bombeado para clarificação, no decantador primário, fora do horário de pico de vazões. Portanto, o lodo enviado para o tratamento é um lodo misto, composto por lodo primário e por lodo biológico.

Para limitar a colmatção acelerada dos BFs com leito filtrante granular, a etapa de decantação primária é imperativa no tratamento de esgotos domésticos. A eliminação completa do tratamento primário só é possível no caso de esgotos muito diluídos, e mesmo assim com um pré-tratamento bastante eficiente ($SS < 120 \text{ mg/L}$).

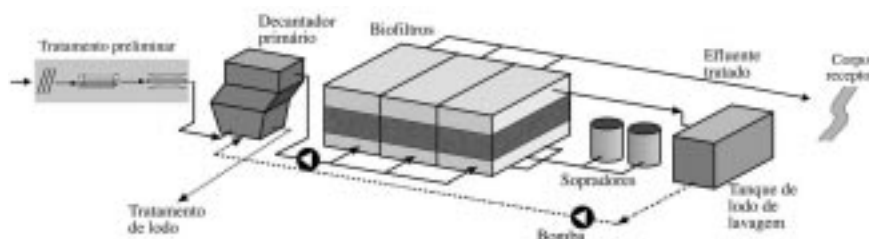


Figura 4.18 - Fluxograma típico de uma ETE com BFs com meio granular, realizando o tratamento a nível secundário (GONÇALVES, 1995)

4.6.3 ETEs associando reatores UASB com BFs

4.6.3.1 Considerações preliminares

Uma configuração de ETE associando em série reatores UASB e BFs foi desenvolvida por GONÇALVES et al. (1994), tendo sido objeto de pesquisa pela Universidade Federal do Espírito Santo, no âmbito do edital 2 do PROSAB, e tendo atingido a escala industrial a partir de 1997

(D'AL COL et al., 2001). A configuração proposta elimina a decantação primária, substituindo-a por reatores UASB, que removem cerca de 70% da DBO presente no esgoto (Figuras 4.19 a 4.22). O pós-tratamento do efluente anaeróbio é realizado nos biofiltros aerados submersos, objetivando a remoção de matéria orgânica e de sólidos suspensos remanescentes.

Concomitantemente ao desenvolvimento desta configuração de ETE, inúmeras simplificações foram introduzidas nos biofiltros, com relação aos processos similares europeus. Três tipos de britas comerciais (dois, um e zero), de baixo custo e grande disponibilidade no mercado, foram utilizadas na composição do meio suporte nos biofiltros. O sistema de aeração envolve tubos Venturi, através dos quais uma bomba succiona o efluente aeróbio, capta ar nas imediações dos orifícios e injeta água e ar dissolvido na base dos biofiltros. O ar é captado nas imediações dos principais pontos de emissão de compostos odorantes (caixa de areia, elevatória, leito de secagem) e reintroduzido nos BFs, onde ocorre a biodesodorização, com aproximadamente 95% de remoção do H_2S (MATOS, 2001). Os BFs são interligados na sua parte superior, o que permite a utilização do efluente tratado na operação de lavagem, que é realizada em fluxo descendente sem a injeção de ar.

No sistema proposto, o lodo de excesso produzido nos biofiltros é recirculado para o reator UASB, onde ocorre a digestão e adensamento pela via anaeróbia. O excesso de lodo produzido no reator UASB, que apresenta elevado grau de estabilização e adensamento, é descartado por gravidade e disposto em leitos de secagem, para desidratação. Assim, o reator UASB é a única fonte de emissão de lodo. O lodo desidratado pode ainda ser reutilizado, após passar por etapas de estabilização e higienização com cal, ou pasteurização. Após a higienização, este lodo adquirirá características de um lodo classe "A", podendo ser utilizado na agricultura sem restrições. (GONÇALVES, 2000)

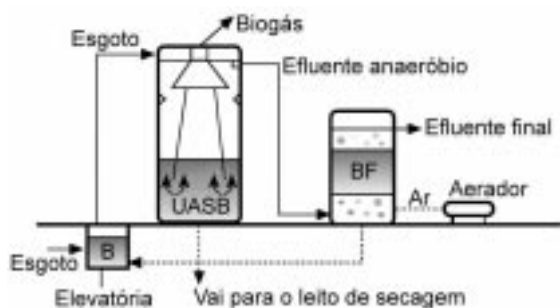


Figura 4.19 - Croqui de uma ETE do tipo UASB + BFs



Figura 4.20 - Foto aérea da ETE Meaípe, UASB + BFs separados, 6.500 hab ou 13 L/s. Cortesia: CESAN

Os reatores UASB e BFs podem ser construídos separadamente, como ilustram as Figuras 4.19 e 4.20, ou em um mesmo volume, como ilustram as Figuras 4.21 e 4.22.

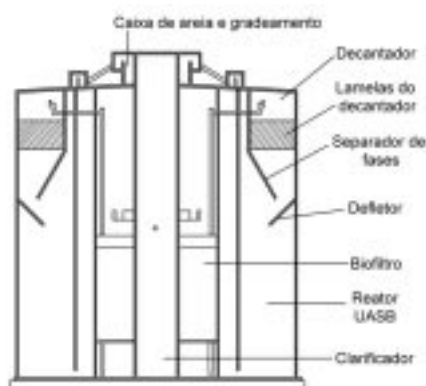


Figura 4.21 – Corte esquemático da ETE compacta UASB + BFs em volume único (Cortesia: Sanevix Engª Ltda)



Figura 4.22 – ETE Interlagos (Linhares - ES), UASB + BFs, 5.000 hab ou 10 L/s. Cortesia: SAAE Linhares (ES)

4.6.4.1 Principais processos

Diversas combinações entre os pontos acima descritos deram origem às principais patentes industriais existentes, cujas características são resumidas na Tabela 4.6

Tabela 4.6 - Principais patentes industriais de BFs

Processo	Fabricante	País *	Fluxo de esgoto #	Meio suporte	Tipo de meio
Biocarbone	CGE / OTV	F	D	Xisto expandido	granular / d >1
Biostyr	CGE / OTV	F	A	Poliestireno	granular flutuante
Biofor	Degrémont	F	A	Xisto expandido	granular / d >1
Biopur	Sulzer	CH	D	Poliestireno	estruturado
BAF	Copa	GB	D/A	Plástico	estruturado
CTX	Hodge Stetfield	GB	D/A	PVC	estruturado
SAFe		GB	D	Xisto expandido	granular / d >1
Stereau	Purac	F	A	Pedra	granular / d >1
Biobead	Brightwater Eng.	GB	A	Polipropileno ou polietileno	granular flutuante
EMEM	EMEM	BR	A	Brita/argila expandida	granular / d >1
Sanevix	Sanevix	BR	A	Brita	granular / d >1

(*) F = França, GB = Grã-Bretanha, CH = Suíça, BR = Brasil

(#) D = descendente; A = ascendente

4.6.4.2 Aplicações dos BFs - objetivos de qualidade

Os BFs são capazes de atingir diferentes objetivos de qualidade: oxidação de matéria orgânica (PUJOL et al. 1992), nitrificação secundária ou terciária (CARRAND et al., 1990; TSCHUI et al., 1993), desnitrificação (LACAMP et al., 1992), e a desfosfatação físico-química (GONÇALVES et al., 1992). Algumas das principais instalações em operação no tratamento de esgotos domésticos no hemisfério norte são resumidas na Tabela 4.7.

No Brasil, os BFs vêm sendo utilizados basicamente como unidade de pós-tratamento do efluente de reatores UASB, com vistas à remoção de matéria orgânica (Tabela 4.8). As maiores ETEs têm

capacidade para tratar uma vazão média de 30 L/s de esgotos sanitários, sendo a mais antiga em operação a ETE Canivete (10 L/s), em funcionamento desde o início de 1999, no Município de Linhares (ES).

Tabela 4.7 - ETEs com BFs tratando esgotos sanitários no hemisfério norte e objetivos de qualidade

Localidade	País *	Capacidade (m3/dia)	Tipo de BF	Objetivo de qualidade (mg/L)		Ano partida
				SS / DBO	Nutrientes	
Le Touquet	F	7.950	Biocarbone	30 / 20		1984
Metabief	F	2.300	Biofor	30 / 30	NTK, 10	1984
Bouc Bel Air	F	3.800	Biofor	30 / 30	NTK, 40	1987
Greoux Les Bains	F	4.000	Biofor	30 / 30	NTK, 40	1987
Perroy	CH	1.200	Biofor	30 / 30		1987
Perpignan	F	40.500	Biocarbone	20 / 15		1987
Le Crotoy	F	4.000	Biocarbone	30 / 20		1987
Orford	CA	1.700	Biocarbone	15 / 15	Pt, 0,5	1988
Gogolin	F	14.400	Stereau	20 / 15	NTK, 10	1989
Antibes	F	40.500	Biocarbone	30 / 30		1989
Mônaco	M	31.000	Biocarbone	15 / 20		1990
Villefranche	F	18.000	Biocarbone	30 / 30		1990
North Brierley	GB	10.000	Biocarbone	10 / 10	N-NH ₄ ⁺ , 5	1990
Nimes	F	70.000	Stereau	30 / 30	NTK, 10	1991
Silchester	GB	14.000	SAFe	- / 07	N-NH ₃ , 5	1991
Sherbrooke	CA	5.800	Biocarbone	20 / 20	Pt, 0,8	1991
Sible Hedingham	GB	870	Biobead	25 / 10	N-NH ₃ , 5	1992
Chieveley	GB	600	SAFe	15 / 10	N-NH ₃ , 5	1992
Moutiers	F	26.400	Stereau	30 / 30		1992
S.Jean d'Ilac	F	2.100	Biostyr	20 / 50	N-NH ₄ ⁺ , 5	1992
Plympton	GB	13.000	Biobead	20 / 10	N-NH ₃ , 5	1993
Saint Austell	GB	25.200	SAFe	35 / 25		1993
Cergy	F	45.000	Biostyr	30 / 30	N-NH ₄ ⁺ , 5	1993

(*) F - França; GB - Grã Bretanha; CA - Canadá; CH - Suíça; M - Mônaco

Tabela 4.8 – Relação das ETEs compactas do tipo UASB + BFs e fontes de financiamento

Local	Cidade	Capacidade (hab)	Recursos
Baixo Guandu	Baixo Guandu (ES)	15.000	FUNASA
Aimorés	Aimorés (MG)	15.000	FUNASA
João Neiva	João Neiva (ES)	13.000	FUNASA
Ecoporanga	Ecoporanga (ES)	10000	FUNASA
Bairro Santo Antônio	Fundão (ES)	10.000	FUNASA
Mantenópolis	Mantenópolis (ES)	8.000	FUNASA
São José do Calçado	S. José do Calçado (ES)	8.000	FUNASA
Meaípe	Meaípe (ES)	6.500	FUNASA
Água Doce do Norte	Água Doce do Norte (ES)	5.000	FUNASA
Marilândia	Marilândia (ES)	5.000	FUNASA
Canivete	Linhares (ES)	5.000	FUNASA
Bebedouro	Linhares (ES)	5.000	SAAE
Interlagos II	Linhares (ES)	5.000	FUNASA
Alto Rio Novo	Alto Rio Novo (ES)	4.000	FUNASA
Itaguaçu	Itaguaçu (ES)	4.000	FUNASA
Apiacá	Apiacá (ES)	3.000	FUNASA
Bairro J. Nazareth	Vitória (ES)	3.000	C.E.F.
São Mateus	São Mateus (ES)	3.000	FUNASA
Santa Catarina	Quissamã (RJ)	2.500	C.E.F.
Vargem Alta	Vargem Alta (ES)	2.500	FUNASA
Jabaraí	Guarapará (ES)	2.000	FUNASA
Itaperuna	Itaperuna (RJ)	2.000	FUNASA
Atílio Vivacqua Sede	Atílio Vivacqua	2.000	FUNASA
São Sebastião da Vala	Aimorés (MG)	2.000	FUNASA
Vila Capixaba	Linhares (ES)	1.000	C.E.F.
Patrimônio do Rádio	Marilândia (ES)	1.000	FUNASA
Piuma	Piuma (ES)	1.000	C.E.F.
Atílio Vivacqua Oriente	Atílio Vivacqua	400	FUNASA
Bairro Conceição	Linhares (ES)	200	C.E.F.

4.6.4.3 Pontos-chave da tecnologia

a) Sentido de fluxo hidráulico (ar e água)

O sentido de fluxo hidráulico (ar e água) determina as principais características operacionais de um BF, influenciando diretamente nos seguintes pontos: retenção de SS, transferência gás – líquido de O₂, evolução da perda de carga hidráulica, tipo de lavagem, gastos energéticos e a produção de odores. As diferentes opções para o sentido de fluxo hidráulico são apresentadas na Figura 4.23 (RICHARD e CYR, 1990). O fluxo de ar nos BFs só é viável no sentido ascendente, devido ao estado de permanente imersão do meio suporte. A corrente descendente de ar só é possível em meios granulares que não sejam submersos (caso dos filtros biológicos percoladores), o que limita as opções para o fluxo hidráulico em BFs à duas possibilidades:

- co-corrente: com fluxos de ar e líquido ascendentes;
- contra-corrente: com fluxo de líquido descendente e ar ascendente.

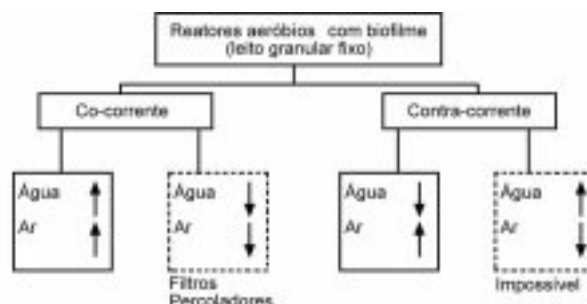


Figura 4.23 – Sentidos de fluxo hidráulico (ar / líquido) em reatores aeróbios com biofilme (RICHARD e CYR, 1990)

Os diferentes processos são geralmente caracterizados com base no sentido de fluxo hidráulico: ascendente ou descendente. As principais vantagens e desvantagens de cada uma destas opções são relacionadas a seguir:

- capacidade de retenção de sólidos: A capacidade de captura de SS é maior nos processos descendentes com meio granular pesado ($d > 1$) ou ascendentes com meio flutuante ($d < 1$). Neste caso, o fluxo de líquido se dá no sentido da compressão do leito filtrante, conferindo-lhe grande capacidade de filtração. Por outro lado, nos processos ascendentes com meio suporte pesado, o fluxo co-corrente produz uma expansão do leito filtrante, permitindo uma retenção de SS melhor distribuída ao longo da altura do BF. BFs com suporte estruturado necessitam de uma decantação secundária, pois possuem pequena capacidade de captura e estocagem de SS;
- evolução da perda de carga: Devido à elevada eficiência na retenção de SS, a perda de carga evolui mais rapidamente nos BFs descendentes com leito granular pesado e nos BFs ascendentes com meio flutuante. Com uma evolução da perda de carga relativamente menos acentuada, os processos ascendentes com material pesado possuem leitos com altura podendo atingir até 3,00 m. A evolução da perda de carga é extremamente reduzida nos meios suporte estruturados (colméias), com corridas de filtração podendo durar vários dias;
- comportamento hidráulico: Os processos descendentes (contra-corrente) podem favorecer a formação de bolhas de ar aprisionado no seio do meio granular (embolia). A desvantagem dos processos ascendentes estaria na possibilidade de haver má distribuição do afluente no meio granular, gerando curtos circuitos e queda de rendimento de depuração do BF;
- demanda de aeração: Os fabricantes afirmam que os processos descendentes requerem menos ar e que a perda de carga é menor, devido à altura relativamente pequena do leito filtrante (SIBONY, 1983). Fabricantes de processos ascendentes alegam que, devido à maior altura do leito filtrante, a eficiência de transferência de oxigênio é elevadíssima – de 23 a 30% (STROHMEIER et al., 1993). Dados experimentais obtidos em ETEs reais indicam que esta eficiência atinge, no máximo, 10% nos dois tipos de processo (CANLER e PERRET, 1993);
- detalhes construtivos: Nos processos descendentes, a tubulação de aeração só entra em contato com o esgoto tratado, sendo menos sujeita a entupimentos por sólidos presentes no esgoto decantado. Já no caso dos processos ascendentes, somente o esgoto tratado entra em contato com a atmosfera, eliminando problemas de odores. Os BFs ascendentes podem ainda ser auto-limpantes, quando a lavagem for realizada no sentido contra-corrente.

Formatados: 000000000000
0000000000

b) Material suporte

O meio suporte deve cumprir duas funções nos BF's: servir de suporte para a fixação dos microrganismos e reter fisicamente os SS presentes no esgoto. Quanto menor for a superfície específica disponível para a fixação das colônias de microrganismos, menor será também a capacidade de retenção de SS por filtração. Por outro lado, materiais com elevada superfície específica favorecem a rápida evolução da perda de carga, demandando maior frequência na lavagem do BF.

A escolha das características do meio suporte deve portanto atender a um compromisso entre a qualidade do efluente tratado e a frequência de lavagem, dentro de limites economicamente razoáveis. Os suportes mais utilizados são compostos por material granular com seguintes características principais:

- granulometria entre 2 e 6 mm, no caso de tratamento de esgotos domésticos em BF's descendentes (GILLES, 1990). Grãos com diâmetro efetivo entre 1 e 2 mm são adequados para a nitrificação terciária em BF's ascendentes, enquanto que, para a oxidação carbonácea, o diâmetro deve ser maior do que 2,5 mm (RYCHARD e CYR, 1990). No Brasil, BF's com enchimento composto por camadas de brita (brita 4, brita 2 e brita 0) têm sido utilizados com sucesso (BOF *et al.*, 2001). A introdução de camadas de areia aumenta significativamente a clarificação do efluente tratado. Dentre os materiais granulares, os mais utilizados possuem superfície específica variando entre 200 e 600 m²/m³ de material. A título de comparação, os filtros biológicos percoladores são preenchidos com materiais cuja superfície específica é da ordem de 20 a 50 m²/m³ (pedras) ou 100 a 200 m²/m³ (plástico);
- densidade da ordem de 1,5, para o caso dos materiais granulares aplicados ao tratamento secundário. Densidades superiores implicam em gastos energéticos elevados com a expansão do leito durante a lavagem. No caso do enchimento do processo BIOSTYR (OTV - França), bilhas de poliestireno (d = 0,04) e superfície específica superior a 1000 m²/m³ são utilizadas. Materiais mais densos, como no caso de pedras britadas, podem ser utilizados nos casos de pós-tratamento de efluentes anaeróbios, quando a superfície específica média do leito filtrante não excede a 300 m²/m³;
- granulometria homogênea, para evitar a colmatção dos interstícios por partículas menores. Quando da utilização de leitos estratificados aplicados no tratamento secundário, densidades bem distintas devem ser adotadas entre as camadas de materiais diferentes;
- o material deve ser inerte, não-biodegradável e indeformável, para que o suporte conserve as suas características de forma e de granulometria durante vários anos de operação da estação;
- resistência à abrasão, para resistir à turbulência produzida pela lavagem do meio granular.

Formatados: 0000000000
0000000000

A forma dos grãos não influencia significativamente o desempenho dos processos, sendo mais importantes as características de superfície, que facilitam a adesão da biomassa (principalmente a superfície específica e a rugosidade).

Os materiais granulares de origem mineral são os mais utilizados nas ETEs em operação atualmente. Isto é consequência da predominância quase que exclusiva deste tipo de suporte nos BF's durante a década de 80, quando as primeiras experiências em grande escala ocorreram. Grãos de argila calcinada ou xisto expandido da família dos silicatos são os mais comuns na Europa. Materiais

arenosos, pozolana e carvão ativado são utilizados bem mais raramente. Alguns destes materiais são objeto de patente industrial, notadamente algumas argilas calcinadas que recebem tratamento de superfície com sais metálicos ou carvão ativado. No Brasil, os primeiros BFs surgiram com enchimento combinando de pedra brita e argila expandida. Em função do custo deste último material, as novas ETEs possuem BFs com enchimento quase que exclusivamente composto por pedra britada. Camadas de areia com diferentes granulometrias também têm sido testadas na UFES, objetivando a produção de efluentes altamente clarificados.

Por outro lado, a utilização de materiais sintéticos intensificou-se no início dos anos 90, gerando novos processos com meio flutuante ou estruturado (FBAS). Meios granulares com peso específico variando entre 0,03 e 0,9 g/cm³ têm sido utilizados, compostos por materiais tais como poliestireno, polipropileno, poliuretano, PVC e plástico. O preço destes materiais é mais elevado do que os de origem mineral, embora uma parte do custo adicional possa ser compensado por uma menor demanda energética para fluidização durante a lavagem. Na maioria dos BFs europeus, a eliminação dos reservatórios de água para lavagem (BFs auto-limpantes) pode ocorrer quando da utilização de materiais sintéticos. Alguns dos materiais granulares sintéticos utilizados em BFs oferecem porosidade de 40% e superfícies específicas superiores a 1000 m²/m³ (TSCHUI et al., 1993).

Os suportes sintéticos estruturados constituem meios corrugados do tipo colméia ou semelhante, apresentando superfícies específicas variando entre 100 e 500 m²/m³ e porosidade superior a 80%. Decorre desta elevada porosidade a menor capacidade de filtração destes BFs, exigindo uma clarificação complementar do efluente tratado. Em contra-partida, este tipo de BF apresenta as seguintes vantagens com relação aos demais: velocidades de líquido de até 20 m/h, ciclos de filtração de até 1 semana e ausência total de curtos circuitos hidráulicos (GROS e KARL, 1993).

c) Sistema de aeração - Demanda de oxigênio

A maioria dos BFs e dos FBAS dispõe de um sistema direto de aeração artificial, composto por sopradores e tubulações para o transporte de ar. Nos mais antigos BFs com meio granular pesado, a grelha de aeração situa-se na base do leito filtrante, apoiada sobre a laje com difusores. Nos processos ascendentes, a grelha pode ser introduzida no seio do meio granular, permitindo a criação de uma fração não aerada no início do leito filtrante.

Nos raros casos de efluentes extremamente diluídos, a aeração pode ser realizada externamente ao BF. Nos BFs anóxicos, empregados como reatores de desnitrificação no tratamento de esgotos (JEPSEN et al., 1992) ou na potabilização de águas (RAVARINI et al., 1988), o dispositivo de injeção de ar também é inexistente. Nestes dois últimos casos, o BF opera predominantemente como um reator bifásico, em condições hidráulicas mais favoráveis do que no caso do BF trifásico. Testes de desenvolvimento utilizando oxigênio puro no tratamento de esgotos domésticos não produziram resultados que justificassem o incremento de custo.

d) Lavagem do meio filtrante

A lavagem periódica do meio filtrante é uma etapa obrigatória na operação dos BFs, para controlar a colmatção progressiva do leito pelo crescimento do biofilme (microrganismos e SS retidos). A duração destes ciclos depende da granulometria do material, da carga aplicada, das características do esgoto e da natureza da biomassa fixa. A maioria dos BFs aplicados ao tratamento secundário de esgotos são dimensionados para operar durante períodos de tempo de 24 a 48 horas, entre duas lavagens consecutivas.

A quantidade de água tratada utilizada e o consumo de energia (bombas e ar) são dois fatores a serem considerados na configuração do procedimento de lavagem. O volume de água de lavagem utilizado em BFs com leito granular fixo foi estimado, nos BFs ascendentes, em 3 a 8% do volume tratado (STROHMEIER et al., 1993) e, de 5 a 10%, nos BFs descendentes (UPTON e STEPHENSON, 1993). Segundo PUJOL et al. (1992), o volume de água necessária à lavagem de um BF pode ser estimado em 3 vezes o volume do leito filtrante. No caso da associação de reatores UASB com BFs, a lavagem pode ser realizada de 3 em 3 dias, utilizando-se menos de 2% do volume de esgoto tratado no período de tempo entre 2 lavagens.

A operação compreende a interrupção total do funcionamento da unidade sob lavagem, sendo por isso realizada nos horários de pequenas vazões afluentes à ETE. Isto ocorre quase sempre durante a madrugada, quando várias unidades do conjunto de BFs podem ser paralizadas sem maiores problemas. Após o corte da alimentação com esgoto, fortes descargas hidráulicas sequenciais de ar e água de lavagem são realizadas para eliminar a biomassa fixa em excesso. Geralmente, as várias descargas hidráulicas são realizadas no sentido contrário ao fluxo de esgoto durante a operação normal do BF (retro-lavagem).

Os principais fabricantes de BFs com materiais granulares pesados adotam protocolos de lavagem com temporizações diferentes, mas com uma sequência temporal de objetivos idêntica, conforme detalhado no item 4.6.7.

Os vários protocolos de lavagem existentes foram concebidos para que a operação dure de 20 a 40 minutos. No caso das ETEs européias, o lodo em excesso é enviado por bombeamento até o decantador primário, sendo em seguida destinado ao tratamento de lodos, juntamente com o lodo primário.

e) Consumo de energia

O consumo de energia nos biofiltros se concentra basicamente na aeração, no suprimento de ar para lavagem e no bombeamento de água de lavagem (Tabela 4.9). As campanhas de avaliação realizadas nas ETEs francesas mostraram que o maior consumo de energia neste tipo de ETE é devido a aeração do processo, que consome em média 87% da energia relativa ao tratamento secundário (CANLER e PERRET, 1993). O balanço energético realizado por KLEIBER et al (1993) na ETE de Perpignan - França, cobrindo um período de 12 meses, resultou na seguinte distribuição de consumo no tratamento secundário: Ar-processo = 83% do consumo total; Lavagens dos BFs = 17%.

Dispositivos de regulação da quantidade de ar em função da carga afluenta são inexistentes na maioria das ETEs em operação hoje em dia, gerando demanda energética que não corresponde às reais necessidades do processo. Alguns valores de consumo energético publicados por vários autores são resumidos na Tabela 4.9.

Tabela 4.9 - Consumo de energia em várias ETEs com BFs granulares

Demanda de energia (kWh/kg removido)		Tipo de BFs (*)	Nível de tratamento	Observações	Referências
DQO	DBO ₅				
0,94		D	Secundário	Consumo global	GILLES, 1990
1,05				Consumo nos BFs	
1,30		A	Secundário	BIOFOR	PARTOS et al., 1985
1,02 a 1,25		A/D	Secundário	Estudo em 12 ETEs	CANLER 1993
	1,41	D	Secundário com nitrificação	Ar para processo	CONDREN, 1990
	1,98			Consumo total nos BFs	
0,40		A	UASB + BFs	ETEs no ES / Brasil	BOF et al., 2001

(*) D = descendente, A = ascendente

No estudo realizado pelo CEMAGREF nas 12 ETEs francesas, as potências instaladas por volume unitário de leito granular e por posto de consumo foram em média 1430 W/m³ para os BFs ascendentes (PUJOL et al., 1992). Esta potência se divide em 130 W/m³ para a aeração do processo, 600 W/m³ para aeração na lavagem e 700 W/m³ para as bombas de lavagem. Para os BFs descendentes, as potências instaladas foram em média 1.250 W/m³, sendo divididas em 300 W/m³ para a aeração do processo, 650 W/m³ para aeração na lavagem e 300 W/m³ para as bombas de lavagem.

No Brasil, as ETEs associando UASB + BFs em operação no ES apresentam um consumo médio de energia de 2 W/habitante. Deste montante, 50% corresponde ao consumo de energia na aeração dos BFs. A outra metade refere-se à iluminação e às bombas de esgoto e lodo. No tocante à remoção de matéria orgânica, a demanda energética média é de 0,4 kWh / kg DQO removido. Comparativamente aos outros dados da Tabela 4.9, este valor evidencia a importância do tratamento anaeróbio a montante dos BFs, na redução do consumo de energia na ETE.

4.6.5 Critérios e Parâmetros de Projeto

4.6.5.1 Considerações preliminares

O dimensionamento de BFs e FBAS é realizado basicamente mediante a utilização de dados empíricos, obtidos através de experimentação em escala piloto ou em verdadeira grandeza. Os principais parâmetros de dimensionamento são muito semelhantes aos já descritos no item 4.4, referentes aos filtros biológicos percoladores. São eles:

- Taxa de aplicação superficial:** Corresponde à quantidade de esgotos aplicados diariamente por unidade de área do meio suporte do biofiltro, em (m³/m².d) (Equação 4.1).
- Carga orgânica volumétrica:** Refere-se à quantidade de matéria orgânica aplicada diariamente ao biofiltro, por unidade de volume do meio suporte, em kgDBO/m³.d ou kgDQO/m³.d (Equação 4.2).

Pesquisas do PROSAB, desenvolvidas por AISSE et al. (2001b), com FBAS em escala piloto, utilizados para o pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, indicam que o efluente final geralmente apresenta concentrações de DBO inferiores a 30 mg/L, para taxas aplicação superficial de até 30m³/m².d e cargas orgânicas volumétricas de até 1,0 kgDBO/m³.dia. Resultados de operação de

um FBAS operado em escala piloto, com material de enchimento estruturado, com área superficial específica de $138 \text{ m}^2/\text{m}^3$, tratando esgoto decantado, são apresentados na Tabela 4.10.

Tabela 4.10 - Resultados de operação de um FBAS em escala piloto

Parâmetro	Condição operacional				
	1	2	3	4	5
Carga orgânica superficial (g DBO/m ² .dia)	8,3	8,5	12,5	15,1	18,0
Taxa de remoção superficial (g DBO/m ² .dia)	7,1	7,2	10,1	10,6	11,7
DBO afluente (mg/L)	114	151	164	122	155
DBO efluente (mg/L)	17	22	31	37	54
Eficiência de remoção de DBO (%)	85	85	81	70	65
Carga orgânica superficial (g DQO/m ² .dia)	14,2	13,7	18,4	27,1	33,0
Taxa de remoção superficial (g DQO/m ² .dia)	8,9	9,6	12,0	16,3	19,5
DQO afluente (mg/L)	195	244	241	219	291
DQO efluente (mg/L)	73	72	84	87	119
Eficiência de remoção de DQO (%)	63	70	65	60	59

Fonte: Adaptado de MOTTA (1995)

4.6.5.2 Produção de lodo e suas características

A produção específica de lodo no tratamento secundário em BFs ascendentes ou descendentes é da ordem de $0,4 \text{ kgSST/kgDQO}_{\text{removida}}$ ou $0,8$ a $1,0 \text{ kgSST/kgDBO}_{5\text{removida}}$ (PUJOL et al., 1992; RICHARD e CYR, 1990). O lodo em excesso removido pela lavagem do leito pode ser estimado em $1 \text{ kg SST} / \text{m}^3$ de leito. Pelo fato de que, além do crescimento do biofilme, a lavagem remove SS retidos por filtração, o lodo de lavagem contém grandes quantidades de sólidos voláteis (> 80%). Sua aptidão à decantação e adensamento é relativamente boa.

No caso da associação UASB + BFs, a produção de lodo em BFs submetidos a cargas volumétricas de DQO inferiores a $3,5 \text{ kgDQO/m}^3\text{leito.d}$ é estimada em $0,25 \text{ kgSST/kgDQO}_{\text{removida}}$. Nestes casos, boa parte da DQO rapidamente biodegradável é removida na etapa anaeróbia do tratamento, facultando o desenvolvimento de um biofilme fino e com idade de lodo muito elevada no interior dos BFs. Teores de sólidos voláteis inferiores a 60% (SV/ST) são observados no lodo de descarte do BFs operando sob tais condições. Nos casos em que a carga orgânica supera $4,0 \text{ kgDQO/m}^3\text{.d}$, a produção e as características do lodo no BF se assemelham à descrita para o tratamento secundário.

A produção de lodo estimada para os FBAS e dimensionamento dos decantadores secundários após os FBAS são idênticos aos citados para os FBP (item 4.4). Considerando que os FBP requerem desníveis consideráveis para serem utilizados, quando se tem áreas planas para a implantação da ETE, os FBAS torna-se uma alternativa de tratamento biológico aeróbio bastante interessante para efluentes de reatores UASB.

Ainda, esse tipo de filtro biológico, quando utilizando material de enchimento com elevado índice de vazios e elevada área superficial específica, pode permitir uma boa recirculação de lodo do decantador secundário, aumentando significativamente a biomassa no sistema, apresentando, no caso, maior potencial de remoção de matéria orgânica por unidade de volume do filtro biológico aerado submerso e também de nitrificação. Esta concepção, todavia, já implica em uso de um reator com possível predominância de biomassa em suspensão, não sendo o objetivo deste capítulo.

4.6.5.3 Taxas de aeração

Alguns valores da taxa de aeração praticadas no tratamento secundário em BFs granulares são apresentados na Tabela 4.11. Fabricantes de BFs com meio granular afirmam que a transferência de O_2 pode atingir eficiências da ordem de 20 a 25% no processo. Entretanto, campanhas rigorosas de

monitoramento, realizadas por um órgão técnico do Ministério de Agricultura da França (CEMAGREF), mostraram que em ETEs reais esta eficiência atinge no máximo 10% (CANLER e PERRET, 1993). Estes resultados são equivalentes aos obtidos por STENSEL et al. (1988) em um BF descendente do mesmo tipo.

Para taxas de aeração de 10 a 40 $\text{Nm}^3\text{ar/kgDBO}_{\text{aplicada}}$, as eficiências de transferência de O_2 variaram entre 9,2 e 5%. O consumo médio de O_2 calculado neste experimento foi de 0,5 $\text{kgO}_2/\text{kgDBO}_{\text{aplicada}}$, sensivelmente inferior aos característicos dos lodos ativados convencionais (0,8 a 1,2 $\text{kgO}_2/\text{kgDBO}_{\text{aplicada}}$).

Para os FBP, é recomendável que o afluente tenha DBO abaixo de cerca de 100 mg/L, devido principalmente à limitação de oxigênio, enquanto que, para os FBAS, tal limitação não se faz necessária. O fornecimento de ar para atender às necessidades de oxigênio do processo aeróbio, para se ter um efluente com DBO na faixa de 20 a 30 mg/L, não nitrificado, é de cerca de 35 a 40 $\text{m}^3\text{ar/kgDBO}_{\text{aplicada}}$.

Tabela 4.11 - Taxas de aeração para tratamento secundário em BFs ascendentes e descendentes

Taxa de aeração (Nm^3/kg aplicado)		Tipo de BFs (*)	Observações	Nível de tratamento	Referência
DQO	DBO ₅				
20		D	Sobre toda a ETE	Secundário	KLEIBER et al. 1993
32		D	Sobre toda a ETE	Secundário c/ 50% nitrificação	ROGALLA et al. 1991
	20	D	No BFs (efic.=7,7% e 1,5 mgO_2/L)	Secundário	STENSEL et al. 1988
	56	D	Sobre toda a ETE	Secundário c/ nitrificação parcial	CONDREN, 1990
	35	A	UASB + BFs	Secundário	DAL' COL et al. 2001

(*) D = descendente, A = ascendente

4.6.5.4 Resumo dos critérios e parâmetros de projeto

Os principais critérios e parâmetros utilizados para dimensionamento de ETEs associando reatores UASB e biofiltros aerados submersos do tipo BFs encontram-se na Tabela 4.12.

Tabela 4.12 - Resumo do parâmetros de dimensionamento de ETEs do tipo UASB + BFs

Parâmetro	Reator UASB	BFs	Reator UASB + BFs
Carga orgânica volumétrica ($\text{g DBO}/\text{m}^3\cdot\text{dia}$)	0,85 a 1,2	3,0 a 4,0	-
Carga orgânica superficial ($\text{g DQO}/\text{m}^2\cdot\text{dia}$)	15,0 a 18,0	55 a 80	-
Eficiência de remoção de DBO (%)	65 a 75	60 a 75	85 a 95
Eficiência de remoção de SS (%)	65 a 75	60 a 75	85 a 95
Eficiência de remoção de DQO (%)	60 a 70	55 a 65	80 a 90
Taxa de aeração ($\text{Nm}^3/\text{kgDBO}_{\text{removida}}$)	-	25 a 40	-
Produção de lodo ($\text{kgST}/\text{kgDQO}_{\text{removida}}$)	0,15 a 0,20	0,25 a 0,40	-
Teor de SV no lodo (% SV/ST)	0,50 a 0,60	0,55 a 0,80	-
Eficiência de digestão do lodo aeróbio no UASB (% SV)	0,15 a 0,25	-	-

4.6.6 Aspectos Construtivos

Levando-se em consideração as ETEs atualmente em operação, os biofiltros aerados submersos são os mais compactos processos de tratamento aeróbio de esgoto sanitário existentes. Podem ser construídos em concreto, fibra de vidro ou aço com revestimento contra corrosão. No caso destes dois últimos materiais, dependendo da capacidade de tratamento, as unidades podem ser pré-fabricadas e transportadas para o local da ETE. As ETEs maiores podem ter suas peças pré-fabricadas, sendo transportadas já conformadas apenas para montagem “in loco”. A pré-fabricação simplifica muito o planejamento e a implantação do canteiro de obras, que, além de ficar menor, tem seu tempo de duração significativamente abreviado. Tal fato respeita as peculiaridades do mercado de saneamento para pequenas localidades, onde em geral são grandes as deficiências de infra-estrutura para implantação de canteiros de obra complexos.

Da mesma forma que nos filtros biológicos percoladores, uma atenção especial deve ser dispensada ao preenchimento do filtro. No caso de leitos filtrantes compostos por materiais de diferentes densidades e granulometrias, a turbulência gerada pela operação de lavagem pode ocasionar a mistura das camadas, ocasionando perda de material ou entupimentos. Embora a aeração aporte significativa mistura no interior dos biofiltros, no interior do leito filtrante prevalece um escoamento mais próximo do fluxo pistão. O posicionamento dos pontos de alimentação com esgoto e a distribuição, alinhamento e nível das calhas de coleta do efluente tratado devem ser criteriosamente verificados.

Outro aspecto importante refere-se à laje de sustentação do meio granular no interior dos biofiltros. Nos biofiltros ascendentes, estas devem ser construídas ou revestidas com material resistente à corrosão, por estarem em contato permanente com sulfetos presentes no efluente do reator UASB. Finalmente, a instalação de uma janela de acesso no corpo de cada biofiltro, na altura em que se encontra a grelha de aeração, pode facilitar sobremaneira eventuais tarefas de manutenção.

4.6.7 Aspectos Operacionais

A retenção de sólidos em suspensão e o crescimento da biomassa fixa sobre o meio granular resultam no crescimento constante da perda de carga hidráulica nos biofiltros com meio suporte granular (BFs). O controle desta perda é feito através de lavagens do meio granular, realizadas a contracorrente, da mesma maneira que nos filtros rápidos utilizados em estações de tratamento de água. A operação de lavagem é composta por diversas descargas hidráulicas intensas de ar e do efluente tratado. Esta intensa turbulência expande temporariamente o meio granular, promovendo a remoção do biofilme em excesso. A frequência de lavagem dependerá das taxas de evolução da perda de carga, situando-se na faixa de 1 lavagem/semana, quando a água residuária sob tratamento é constituída por esgoto sanitário de características médias.

O objetivo da operação de lavagem de um BF é eliminar o excesso de biofilme acumulado no processo, durante o funcionamento entre duas lavagens consecutivas. Através da lavagem, a espessura do biofilme é reduzida a proporções ideais, o que resulta no aumento da atividades metabólicas da biomassa fixa e na redução da perda de carga hidráulica no meio granular. A lavagem pode ou não compreender a interrupção total da alimentação com esgoto, seguida de diversas descargas hidráulicas sequenciais de ar e água de lavagem (retro-lavagem).

A lavagem periódica do meio filtrante é uma etapa obrigatória na operação deste tipo de processo. Trata-se de uma operação importante para o prolongamento dos ciclos de filtração, devido à colmatção progressiva do meio granular pelo crescimento do biofilme (microrganismos e SS retidos). A duração destes ciclos depende da granulometria do material, da carga aplicada, das

características do esgoto e da natureza da biomassa fixa. A maioria dos BFs com meio granular é dimensionada para operar durante períodos de tempo de 24 a 48 horas entre duas lavagens consecutivas. No caso do BF operar a jusante do reator UASB, o período entre duas lavagens pode superar 7 dias.

A lavagem do BFs deve ser convenientemente dosada para preservar a integridade do leito filtrante e uma fração mínima de biomassa necessária à imediata partida após lavagem. O volume de água de lavagem utilizado no BF é estimado em 3 a 8% do volume de esgoto tratado. O volume de água necessária à lavagem do BF pode também ser estimado em 3 vezes o volume do leito filtrante.

Para lavar o leito filtrante do BF é necessário interromper completamente o seu funcionamento. A remoção do biofilme em excesso requer a exposição do leito filtrante a elevada turbulência, o que é obtido através da aplicação de elevadas cargas hidráulicas de ar e água. Após o corte da alimentação com esgoto, fortes descargas hidráulicas sequenciais de ar e água de lavagem são realizadas para eliminar a biomassa fixa em excesso. Geralmente, as várias descargas hidráulicas são realizadas no sentido contrário ao fluxo de esgoto durante a operação normal do BF (retro-lavagem).

As várias etapas que compõem uma operação de lavagem podem obedecer a temporizações diferentes, mas cumprem sempre as seguintes funções em seqüência:

- desaglomeração do material, mediante fortes descargas de ar;
- desestruturação do biofilme em excesso, através de fortes descargas de ar e água (concomitantes ou não);
- descargas de água, para remover o lodo em excesso do meio granular;
- evacuação do lodo de lavagem.

A lavagem de um biofiltro requer o seu isolamento dos demais, caso a ETE seja composta por vários. A única conexão entre as unidades será aquela situada na região acima do meio granular, que garante um sistema de vasos comunicantes entre os reservatórios de água tratada de cada BF (líquido sobrenadante na parte alta de cada BF). Tal conexão visa garantir suprimento de água tratada, introduzida em fluxo descendente no meio granular do BF por ocasião da lavagem.

A operação de lavagem do biofiltro deve ser realizada nos períodos em que a ETE opera abaixo da sua capacidade máxima de tratamento. Em outras palavras, o biofiltro deve ser lavado nos períodos em que a vazão afluente à ETE é baixa, como, por exemplo, entre os horários de 9:00 e 11:00 horas da manhã. Havendo opção de automatização da lavagem dos Biofiltros, esta operação deve ser programada para o período entre 2:00 e 6:00 horas da manhã, quando a vazão afluente à ETE atinge seus valores mais baixos. As seguintes etapas devem ser seguidas ordenadamente por ocasião da lavagem do BF:

Tabela 4.13 - Etapas componentes de uma operação de lavagem do BF

Etapas	Tempo (min)	Objetivo	Ações necessárias
1	2	interrupção do funcionamento	cortar alimentação de esgoto e de ar (fechar as válvulas)
2	2	descarga intensa da fase líquida, sob taxas $> 20 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$	abrir o registro de fundo do BF durante 2 minutos.
3	0,5	interrupção da descarga da fase líquida	fechar o registro de fundo do BF.
4	2	aeração intensa, sob taxa superior a $50 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$	abrir o registro na rede de aeração do BF.
5	0,5	interrupção da aeração intensa	fechar o registro na rede de aeração do BF.
6	15	repetir etapas 2, 3, 4 e 5, ordenadamente, mais 3 vezes.	obedecer a sequência das ações descritas para cada etapa em questão.
7	1	reiniciar a operação do BF	reiniciar alimentação do BF com esgoto e ar (abrir as válvulas).

Tempo = 23 minutos

Fonte: SANEVIX Enga Ltda (2000) - Manual de operação de ETEs do tipo UASB + BFs

A tabela 4.14 resume os principais problemas e as possíveis soluções a serem adotadas por ocasião da operação de BFs com leito granular composto por pedras.

Tabela 4.14 - principais problemas e as possíveis soluções a serem adotadas por ocasião da operação de BFs com leito granular composto por pedras

Problemas	Possíveis causas	Possíveis soluções
Elevadas concentrações de sólidos suspensos no efluente	– Perda de biofilme / deficiência da lavagem	– Lavagens prolongadas do BF, lavar com mais frequência, aumentar cargas hidráulicas de ar e água durante lavagem
	– Perda de biofilme / toxicidade	– Localizar e eliminar as fontes de emissão de compostos tóxicos
	– Elevadas concentrações de sólidos suspensos no afluente	– Avaliar possibilidade de remoção de sólidos a montante do reator
Aumento excessivo da perda de carga hidráulica	– Sobrecarga orgânica ou hidráulica	– Localizar e eliminar as fontes de contribuição de matéria orgânica em excesso ou reduzir cargas, mediante diminuição da vazão afluente
	– Lavagem deficiente	– Lavagens prolongadas do BF, lavar com mais frequência, aumentar cargas hidráulicas de ar e água durante lavagem
	– Distribuição de ar deficiente	– Avaliar funcionamento do sistema de distribuição de ar (possível entupimento)
	– Aeração em excesso	– Reduzir taxa de aeração
Baixa eficiência na remoção de matéria orgânica (DBO, DQO e SS)	– Sobrecarga orgânica, elevadas concentrações de matéria orgânica no afluente	– Localizar e eliminar as fontes de contribuição de matéria orgânica em excesso ou reduzir cargas, mediante diminuição da vazão afluente
	– Sobrecarga hidráulica, picos de vazões afluentes	– Limitar vazões afluentes ao reator ou equalizar vazões em indústrias
	– Presença de compostos tóxicos no esgoto	– Localizar e eliminar as fontes de emissão de compostos tóxicos
	– Baixas temperaturas do esgoto	– Avaliar a possibilidade de cobrir o reator

Fonte: SANEVIX Enga Ltda (2000) - Manual de operação de ETEs do tipo UASB + BFs

4.6.6 Exemplos de dimensionamento

Dimensionar biofiltros aerados submersos (BFs e FBAS) para o pós-tratamento dos efluentes provenientes de reatores UASB, sendo observados os mesmos elementos de projeto do filtro biológico percolador (item 4.4.4) e do Biodisco (item 4.5.7).

a) Dados

População: $P = 50.000$ hab

Vazão afluyente média: $Q_{\text{méd}} = 7.944 \text{ m}^3/\text{d}$

Vazão afluyente máxima diária: $Q_{\text{máx-d}} = 9.144 \text{ m}^3/\text{d}$

Vazão afluyente máxima horária: $Q_{\text{máx-h}} = 12.744 \text{ m}^3/\text{d}$

Carga orgânica afluyente ao reator UASB, em termos de DQO: $CO_{\text{a-UASB}} = 5.000 \text{ kgDQO/d}$

Carga orgânica afluyente ao reator UASB, em termos de DBO: $CO_{\text{a-UASB}} = 2.500 \text{ kgDBO/d}$

Carga de SST afluyente ao reator UASB: $CO_{\text{a-UASB}} = 3.000 \text{ kgSST/d}$

Concentração média de DQO afluyente ao reator UASB: $S_{\text{a-UASB}} = 629 \text{ mgDQO/L}$

Concentração média de DBO afluyente ao reator UASB: $S_{\text{a-UASB}} = 315 \text{ mgDBO/L}$

Concentração média de SST afluyente ao reator UASB: $SST_{\text{a-UASB}} = 378 \text{ mg/L}$

Eficiência de remoção de DQO esperada para o reator UASB: 65%

Eficiência de remoção de DBO esperada para o reator UASB: 70%

Carga orgânica efluente do reator UASB, em termos de DQO: $CO_{\text{e-UASB}} = 1.750 \text{ kgDQO/d}$

Carga orgânica efluente do reator UASB, em termos de DBO: $CO_{\text{e-UASB}} = 750 \text{ kgDBO/d}$

Carga de SST efluente do reator UASB: $CO_{\text{e-UASB}} = 900 \text{ kgSST/d}$

Coefficiente de produção de lodo no BFs e no FBAS: $Y = 0,75 \text{ kgSST/kgDBO}_{\text{remov}}$

Concentração esperada para o lodo de descarte do decantador secundário: $C = 1\%$

Densidade do lodo: $\gamma = 1.020 \text{ kgSST/m}^3$

b) Alternativas a serem consideradas

- A. Uso de reator UASB seguido de BFs (leito de pedras)
- B. Uso de Reator UASB seguido de FBAS (leito de pedras).
- C. Uso de Reator UASB seguido de FBPA's com recheio de peças de plástico.

c) Alternativa A: Pré-dimensionamento dos BFs (leito de pedras)

Serão utilizados biofiltros aerados submersos, com fluxo ascendente, e enchimento de pedras com porosidade de aproximadamente 40% e a seguinte disposição:

1ª camada = 30 cm de brita 3

2ª camada = 30 cm de brita 2

3ª camada = 40 cm de brita 1

4ª camada = 100 cm de brita 0

O efluente final apresentará as seguintes características:

$DBO < 30 \text{ mg/L}$, $DQO < 90 \text{ mg/L}$ e $SS < 30 \text{ mg/L}$

Volume de BFs

De acordo com a tabela 4.12, aplicando-se uma $C_v = 4,0 \text{ KgDBO/m}^3.\text{d}$, tem-se:

$V = CO_{\text{e-UASB}} / C_v = (750 \text{ kgDBO/d}) / (4,0 \text{ kgDBO/m}^3.\text{d})$

$V = 187,5 \text{ m}^3$

Área dos BFs

Considerando uma altura de leito filtrante de 2,0 metros:

$$A = V / h = (187,5 \text{ m}^3) / (2 \text{ m})$$

$$A = 94,0 \text{ m}^2$$

Portanto, o biofiltro terá seção circular com 10,90 m de diâmetro e será dividido em 4 partes iguais.

Velocidade ascensional ou taxa de aplicação hidráulica

$$v = Q_{\text{méd}} / A = (331,0 \text{ m}^3/\text{h}) / (94,0 \text{ m}^2)$$

$$v = 3,5 \text{ m/h}$$

Demanda de ar (sem nitrificação)

De acordo com a Tabela 4.11, aplicando-se uma taxa de aeração de 30 Nm³ar/KgDBO_{aplicada}, tem-se:

$$Q_{\text{ar}} = \text{Taxa de aeração} \times \text{CO}_{\text{e-UASB}} = (30 \text{ Nm}^3\text{ar/KgDBO}_{\text{aplicada}}) \times 750 \text{ kgDBO/d}$$

$$Q_{\text{ar}} = 22.500 \text{ Nm}^3\text{ar/dia}$$

A vazão de ar por unidade será de 5.625 m³/dia, com pressão de 5,0 m.c.a.

Produção de lodo para desaguamento

Produção de lodo nos BFs:

$$P_{\text{lodo}} = Y \times \text{DBO}_{\text{aplicada}} = 0,75 \text{ kgSS/kgDBO}_{\text{aplicada}} \times 750 \text{ kgDBO/d} = 563 \text{ kgSS/d}$$

Considerando-se 75% de sólidos voláteis, tem-se:

$$P_{\text{lodo-volátil}} = 563 \text{ kgSS/d} \times 0,75 = 422 \text{ kgSSV/d}$$

Produção de lodo nos reatores UASB

- produção devida ao tratamento de esgoto:

$$P_{\text{lodo}} = Y \times \text{DBO}_{\text{aplicada}} = 0,28 \text{ kgSS/kgDBO}_{\text{aplicada}} \times 2.500 \text{ kgDBO/d} = 700 \text{ kgSS/d}$$

- produção total, incluindo o lodo secundário retornado aos reatores UASB, considerando-se 20% de redução do lodo volátil:

$$P_{\text{lodo}} = 700 \text{ kgSS/d} + (563 - 0,20 \times 422) = 1.179 \text{ kgSS/d}$$

d) Alternativa B: Pré-dimensionamento dos FBAS (leito de pedras).

Serão utilizados filtros biológicos aeróbios submersos, com fluxo ascendente, com enchimento de pedras (escolhida brita 4), com área superficial específica de 70 m²/m³ e 57% de vazios.

Adotar carga orgânica superficial (Cs)

Para DBO efluente < 30 mg/L, será utilizada uma Cs de 14 gDBO/m².d (0,014 kgDBO/m².d)

Cálculo da carga orgânica volumétrica (Cv)

$$Cv = \text{área superficial específica do meio de enchimento} \times Cs = 70 \text{ m}^2/\text{m}^3 \times 0,014 \text{ kgDBO/m}^2.\text{d}$$

$$Cv = 1,0 \text{ kgDBO/m}^3.\text{d}$$

Cálculo do volume do FBAS (V)

$$V = \text{CO}_{\text{e-UASB}} / Cv = (750 \text{ kgDBO/d}) / (1,0 \text{ kgDBO/m}^3.\text{d})$$

$$V = 750 \text{ m}^3$$

Área do FBAS

Considerando uma altura de leito de pedras de 3,0 metros:

$$A = V / h = (750 \text{ m}^3) / (3 \text{ m})$$

$$A = 250 \text{ m}^2$$

Serão utilizadas 2 unidades de 132 m² cada, com 11,5 m x 11,5 m ($V_T = 792 \text{ m}^3$ de enchimento), ou 2 unidades circulares de 13,0 m de diâmetro cada.

- altura da câmara de entrada = 0,8 m
- altura de água sobre o material de enchimento = 0,5 m
- altura útil total = 4,3 m.

Demanda de ar (sem nitrificação)

Adotando-se uma taxa de aeração de 40 Nm³ar/KgDBO_{aplicada}, tem-se:

$$Q_{\text{ar}} = \text{Taxa de aeração} \times \text{CO}_{2\text{-UASB}} = (40 \text{ Nm}^3\text{ar/KgDBO}_{\text{aplicada}}) \times 750 \text{ kgDBO/d}$$

$$Q_{\text{ar}} = 30.000 \text{ Nm}^3\text{ar/dia}$$

- vazão de ar por unidade = 625 Nm³ar/hora ou 10,4 Nm³ar/minuto (será considerado 12 Nm³ar/minuto para cada unidade, com pressão de 5 m.c.a.)
- sistema de distribuição de ar: por bolhas grossas, através de tubos perfurados ou difusores de bolhas grossas
- sistema de fornecimento de ar: serão utilizados 03 sopradores (01 por filtro e 01 reserva), tipo Roots, com motor de 25 CV cada (consumo de 16,0 cv por unidade)

Produção de lodo

Produção de lodo nos FBAS:

$$P_{\text{lodo}} = Y \times \text{DBO}_{\text{aplicada}} = 0,75 \text{ kgSS/kgDBO}_{\text{aplicada}} \times 750 \text{ kgDBO/d} = 563 \text{ kgSS/d}$$

Considerando-se 75% de sólidos voláteis, tem-se:

$$P_{\text{lodo-volátil}} = 563 \text{ kgSS/d} \times 0,75 = 422 \text{ kgSSV/d}$$

Decantadores Secundários

Pré-dimensionamento do decantador secundário

De acordo com a Tabela 4.3, os decantadores devem ser projetados com uma taxa de escoamento superficial entre 20 e 30 m³/m².d. Valor adotado $q_A = 24 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$

$$A = Q_{\text{med}} / q_A = 7.944 \text{ m}^3/\text{d} / (24 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}) = 331 \text{ m}^2$$

- Adotar 2 decantadores circulares, mecanizados, com raspadores de lodo de tração periférica, que terão:
Diâmetro = 15 m; profundidade útil junto à parede = 3,5 m; área superficial, por unidade = 177 m²

De acordo com a Tabela 4.3, a taxa de aplicação superficial máxima deverá estar situada entre 40 e 48 m³/m².d e o valor calculado resultou:

$$q_A = Q_{\text{máx-h}} / A = (12.744 \text{ m}^3/\text{d}) / (2 \times 177 \text{ m}^2) = 36 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$$

O lodo dos decantadores secundários irá para o poço de lodo e daí bombeado para a entrada dos reatores UASB. Para lodo removido com 1% de sólidos, tem-se:

$$V_{\text{lodo}} = P_{\text{lodo}} / (\gamma \times C) = (563 \text{ kgSS/d}) / (1020 \text{ kg/m}^3 \times 0,01) = 55,2 \text{ m}^3/\text{d}$$

- Adotar 2 conjuntos moto-bombas submersas (1 para rodízio e reserva), com capacidade de 5 L/s, sendo que o tempo de operação será da ordem de 10 minutos por hora.

Lodo para desaguamento

- produção de lodo nos reatores UASB

$$P_{\text{lodo}} = Y \times \text{DBO}_{\text{aplicada}} = 0,28 \text{ kgSS/kgDBO}_{\text{aplicada}} \times 2.500 \text{ kgDBO/d} = 700 \text{ kgSS/d}$$

- produção total, incluindo o lodo secundário retornado aos reatores UASB, considerando-se 20% de redução do lodo volátil:

$$P_{\text{lodo}} = 700 \text{ kgSS/d} + (563 - 0,20 \times 422) = 1.179 \text{ kgSS/d}$$

e) Alternativa C: Pré-dimensionamento dos FBAS com recheio de peças de plástico

Serão utilizados filtros biológicos aeróbios submersos, com fluxo ascendente, com enchimento de peças de plástico dispostas aleatoriamente, com área superficial específica de cerca $130 \text{ m}^2/\text{m}^3$ e 95% de vazios.

Adotar carga orgânica superficial (Cs)

Para DBO efluente $< 30 \text{ mg/L}$, será utilizada uma Cs de $14 \text{ gDBO/m}^2 \cdot \text{d}$ ($0,014 \text{ kgDBO/m}^2 \cdot \text{d}$)

Cálculo da carga orgânica volumétrica (Cv)

$C_v = \text{área superficial específica do meio de enchimento} \times C_s = 130 \text{ m}^2/\text{m}^3 \times 0,014 \text{ kgDBO/m}^2 \cdot \text{d}$

$C_v = 1,8 \text{ kgDBO/m}^3 \cdot \text{d}$.

Cálculo do volume do FBAS (V)

$V = CO_{e-UASB} / C_v = (750 \text{ kgDBO/d}) / (1,8 \text{ kgDBO/m}^3 \cdot \text{d})$

$V = 417 \text{ m}^3$

Área do FBAS

Considerando uma altura de leito de pedras de 3,0 metros:

$A = V / h = (417 \text{ m}^3) / (3 \text{ m})$

$A = 139 \text{ m}^2$

Serão utilizadas 2 unidades de 72 m^2 cada, com $8,5 \text{ m} \times 8,5 \text{ m}$ ($V_T = 434 \text{ m}^3$ de enchimento), ou 2 unidades circulares de $9,5 \text{ m}$ de diâmetro cada.

- altura da câmara de entrada = $0,8 \text{ m}$
- altura de água sobre o material de enchimento = $0,5 \text{ m}$
- altura útil total = $4,3 \text{ m}$.

Demanda de ar (sem nitrificação)

Necessidade de ar para aeração e sistema de fornecimento de ar: idêntico à Alternativa B

Decantadores Secundários

Idênticos à alternativa B

Produção de lodo

Idêntico à alternativa B

Lodo para desaguamento

Idêntico à alternativa B

4.7 REATORES DE LEITO FLUIDIZADO OU EXPANDIDO

4.7.1 Introdução

Tendo em vista a similaridade de concepção e operação dos reatores de leito fluidizado (também denominados de leito fluidificado) ou expandido (fluidificação parcial), e incluindo o próprio histórico de seus desenvolvimentos, serão apresentados os itens a seguir sem distinção entre aeróbio e anaeróbio. Uma breve descrição adicional será apresentada no setor relativo a reatores anaeróbios, para os reatores tipo EGSB (leito de lodo granular expandido) e IC (recirculação interna), devido as algumas de suas especificidades tipicamente anaeróbias.

Os reatores biológicos de leito fluidizado ou de leito expandido representam uma inovação na tecnologia de tratamento de esgotos. A imobilização dos microrganismos em pequenos suportes inertes, formando os biofilmes, permite:

- reter uma grande concentração de biomassa no seu interior, devido à maior área superficial;
- melhorar o contato da biomassa com o substrato;
- operar com tempos de detenção hidráulica reduzidos;
- melhorar a eficiência na remoção da carga orgânica;
- diminuir a produção do lodo;
- reduzir a área necessária para as reações biológicas.

A fluidização supera problemas de operação, como colmatção do leito e queda de pressão, que podem ocorrer em outros tipos de reatores.

A sua aplicação ao tratamento de esgotos passou a ter um grande desenvolvimento a partir da década de 70, principalmente na Inglaterra e nos Estados Unidos. Um dos eventos reportados como marcante para o desenvolvimento desse reator é atribuído à conferência na cidade de Manchester em 1980, organizada em conjunto pela universidade local e o Water Research Center (Stevenage), os quais eram os centros de pesquisa que vinham conduzindo experimentos há alguns anos até então. Nesta ocasião, o reator de leito fluidizado foi considerado como o desenvolvimento mais significativo no tratamento de esgotos, nos últimos cinquenta anos passados.

Os reatores químicos de leito fluidizado já vinham sendo empregados desde a década de 30 e tiveram um desenvolvimento maior a partir do entendimento da cinética do processo, ao passo que os reatores biológicos tiveram semelhante desenvolvimento somente a partir da década de 40. A década de 50 foi marcada pelo melhor entendimento da hidrodinâmica nesses reatores. Os avanços, entretanto, estavam mais relacionados com o setor ligado à indústria de purificação de água, através do seu uso em clarificadores ou sedimentadores e em unidades de abrandamento da água. Para o tratamento de água, com fins de saúde pública, era importante a remoção de amônia e nitrato. Para tanto, o processo se desenvolveu, na Inglaterra, através do emprego de reatores biológicos de leito fluidizado.

Um dos primeiros usos desses reatores nos Estados Unidos foi na década de 70 (JERIS et al., 1981). Três unidades piloto para vazões de 132 a 264 m³/dia foram operadas com sucesso para o tratamento de esgotos domésticos no condado de Nassau, Nova York. As unidades foram instaladas para a remoção da DBO carbonácea, para nitrificação e desnitrificação, e operadas com um valor de Θ_h total de menos de uma hora. No início dos anos 80, em função dos resultados em outra unidade

piloto, foi projetada uma estação em escala real, com reator de leito fluidizado aeróbio, com capacidade para 265 000 m³/dia, no mesmo local.

SWITZENBAUM (1982) creditou a Cooper e Wheeldon, como uns dos primeiros responsáveis pelo renovado interesse pelo uso desses reatores, com o objetivo de tratamento de esgotos. O seu uso na época tinha sido voltado para a desnitrificação, para a oxidação aeróbia de matéria orgânica, para a nitrificação e para a fermentação anaeróbia. O próprio Switzenbaum, juntamente com Jewell e outros, foram alguns dos pioneiros no desenvolvimento de reatores anaeróbios de leito fluidizado e expandido para o tratamento de esgotos domésticos. No Brasil, CAMPOS e AKUTSU (1984) iniciaram estudos em escala piloto com um reator de leito fluidizado anaeróbio no tratamento de despejos líquidos de indústrias de conservas, mostrando a viabilidade técnica do seu emprego para efluentes de indústrias agro-alimentares.

De acordo com IZA (1991), o desenvolvimento desses reatores em escala real e a nível industrial, envolve muitos equipamentos e acessórios patenteados. De qualquer maneira, reconhece-se que hoje já existem muitas aplicações, a maioria operada em condições aeróbias (CAMPOS e PEREIRA, 1999). Encontram-se em operação, atualmente na França, cerca de quinze estações de tratamento (com população equivalente de 15.000 a 200.000 habitantes), como, por exemplo, a estação localizada em Sahurs, próxima a cidade de Rouen, que combina dois reatores de biomassa fixa em suporte móvel, um anaeróbio (para desnitrificação) e outro aeróbio (remoção do carbono e nitrificação). Esta ETE necessita de apenas 70 m² de área para tratar uma vazão afluyente de 180 m³/dia, produzindo um efluente dentro dos padrões de lançamento estipulados pela Legislação da Europa (MARIET, 1997). Cerca de 40 unidades operam no Japão, onde o processo é utilizado para tratamento de despejos industriais, preferencialmente. TANAKA et al. (2001) apresentam estudos com leitos fluidizados, em escala piloto, para remoção em contínuo de algas do Lago Kasumigaura. Na América do Norte, há cerca de uma dezena destas estações de tratamento (HOLST et al., 1997), tendo sido os leitos fluidizados trifásicos os escolhidos para ampliação de uma série de ETEs na baía do rio Hudson, em Nova York (SEMONO et al., 1997 e ADAMSKI et al., 1999).

No Brasil, sua aplicação encontra-se ainda em nível de pesquisas (DISTLER et al., 1995; BERGAMASCO et al., 1997; WOLFF et al., 1998; SILVA et al., 1999; HEIN DE CAMPOS, 2001). Porém, sabe-se que na cidade de Betim, situada a 25 km ao sul de Belo Horizonte, a FIAT, um dos maiores fabricantes de automóveis do país, possui um sistema de tratamento onde destaca-se a maior instalação de leitos fluidizados aeróbios do mundo, com duas séries de 4 reatores (sendo 1 de reserva), cada um com 8 m de altura, seção transversal de 35 m² e volume de 1400 m³. O meio suporte utilizado é a areia. Uma das séries (linha 1) trata uma carga de 3.900 kg DQO/dia. A outra série (linha 2) trata uma carga de 2.600 kg DQO/dia. As duas séries produzem efluentes com menos de 90 mg DQO solúvel/L, estando dentro dos padrões de lançamento. Outro exemplo instalado é o reator de leito fluidizado de pequena escala, com 12 metros de altura, do Campus da USP em São Carlos (SP), para o tratamento de esgotos domésticos (CAMPOS e PEREIRA, 1999).

Algumas aplicações em escala real de reatores anaeróbios são voltadas para o tratamento de efluentes industriais de cervejarias, álcool, vinagre e fermento (IZA, 1991). Na Suécia, BOSANDER e WESTLUND (1999) relatam a utilização de 4 reatores de leito fluidizado para desnitrificação, com volume unitário de 230 m³ e área de 38,5 m², operando em paralelo. Tratando uma carga de 2.600 kg N-NO₃/dia (vazão de 6000 m³/dia), obtém-se uma taxa de redução de 1,7 kg N-NO₃/m³. dia.

4.7.2 Descrição da Tecnologia

Em se tratando de processo biológico, seja aeróbio ou anaeróbio, pode-se afirmar que todos os aspectos correspondentes devem ser considerados para atender essencialmente a dois requisitos no reator: retenção de uma biomassa ativa e a adequada agitação e mistura, para promover o contato entre os substratos e os microrganismos. Os reatores tipo leito fluidizado e similares podem satisfazer muito bem a esses dois requisitos essenciais. Reatores similares são o de leito expandido e o de leito de lodo granular (anaeróbio) expandido, conhecido pela sua sigla em inglês EGSB (*expanded granular sludge bed*).

Os dois reatores, fluidizado e expandido (aeróbio ou anaeróbio), bem como o EGSB (somente anaeróbio), têm configurações e funcionamento bem semelhantes, ficando a primeira diferença nos termos fluidização e expansão, que correspondem ao grau de expansão ou grau de fluidização do leito de lodo, que por sua vez traduzem as condições hidrodinâmicas no interior do reator. A segunda diferença se refere ao tipo de agregação ou imobilização da biomassa. Nos reatores de leito fluidizado e de leito expandido, a biomassa se desenvolve aderida a um meio suporte inerte, em geral partículas de pequenas dimensões e porosas, com grande superfície específica e, portanto, resultando em maior adesão e agregação de microrganismos (suporte de areia, plástico, carvão etc), ao passo que, no reator EGSB, a biomassa se encontra na forma de agregação sem meio suporte, na forma de grânulos, que se mantêm em suspensão no leito de lodo. Em geral, esses grânulos são provenientes de um reator anaeróbio tipo UASB. De qualquer forma, pode-se dizer que esses reatores encontram características similares na área da Engenharia Química e da Fermentação, uma vez que o emprego da tecnologia da fluidização e da imobilização de microrganismos, principalmente sobre superfícies, já era comum em diferentes processos industriais.

O reator típico consiste de um tanque, em geral de formato cilíndrico e com geometria que favorece uma relação altura-diâmetro elevada, para provocar a aplicação de altas velocidades ascensionais do líquido, de até 10 m/h ou superior. Portanto, se trata de um reator de fluxo ascendente, com altura elevada, às vezes superior a 10 m, em que se aplica a recirculação do efluente, quando necessária, para a obtenção, junto com a vazão afluente, da velocidade ascensional desejada.

Um reator fluidizado ou similar, em seu estado estacionário inicial é um leito bifásico (sólido e líquido), que, à medida que inicia a sua operação, seja com a introdução de oxigênio (reator aeróbio) ou pela formação de biogás (reator anaeróbio), forma um sistema trifásico (sólido, líquido e gás), no qual:

- a fase sólida é composta de material inerte ou granular, permitindo a retenção de sólidos suspensos e fixação da biomassa;
- a fase líquida é onde o material sólido é imerso e é renovada continuamente pelo suprimento do efluente;
- a fase gasosa é criada pela entrada de ar no reator (aeróbio), ou pela geração interna de biogás (reator anaeróbio).

A fluidização consiste em colocar partículas sólidas em expansão, por intermédio de uma corrente ascendente líquida ou gasosa, que permite melhor transferência de oxigênio (reator aeróbio) e separação das fases nos reatores. O leito fluidizado trifásico utiliza simultaneamente a injeção de gás e líquido, o que contribui para uma melhor transferência de massa líquida/sólida e induz alta tensão de cisalhamento que controla a espessura do biofilme, conforme LAZAROVA e MANEM (1993) e SAGBERG et al. (1992).

O comportamento das partículas do leito é uma função da velocidade do líquido (sistema bifásico) e do líquido e do gás (sistema trifásico). O regime de escoamento de um leito fluidizado bifásico é admitido como um escoamento pistão, e em leito trifásico, o regime é bastante próximo da mistura completa. As condições hidrodinâmicas no reator podem ser traduzidas pela relação linear existente entre a perda de carga e a velocidade ascensional do líquido aplicada. À medida que a velocidade aumenta, o leito de lodo vai se expandindo gradualmente. A fluidização do leito se alcança, a partir de um valor da velocidade ascensional, quando a perda de carga no reator se torna constante. Neste estado de fluidização, o peso de uma partícula no leito se iguala à força de arraste, devido à velocidade ascensional e, em consequência, o seu movimento é independente das demais. Este fenômeno caracteriza o reator de leito fluidizado. Se a expansão do leito não for suficiente para se atingir a fluidização, o reator é denominado de leito expandido. O grau de expansão pode ser medido em relação à altura do leito, quando estacionário. Uma expansão acima de 20 a 30% pode ser suficiente para se considerar o leito fluidizado.

Pode-se explicar o efeito da velocidade ascensional do líquido no reator cilíndrico em leito fluidizado bifásico pelos seguintes fenômenos (COSTA, 1989) :

- leito compacto: com velocidade ascensional nula do líquido ($U_1 = 0$) e disposição aleatória das partículas na base do reator;
- leito fixo ou pré-fluidizado: a velocidade ascensional do líquido é inferior ao mínimo de fluidização ($U_1 < U_{mf}$) e a disposição das partículas é caracterizada por uma interface horizontal entre o leito de partículas e o líquido. A altura do leito é independente da velocidade ascensional;
- leito fluidizado: as velocidades ascensionais estão compreendidas entre o mínimo e o máximo de fluidização ($U_{mf} < U_1 < U_{máx}$) e as partículas sólidas são afastadas umas das outras, estimuladas por movimentos desordenados. A altura do leito é função do crescimento da velocidade ascensional;
- transporte hidráulico: as velocidades ascensionais são superiores ao máximo de fluidização ($U_1 > U_{máx}$) e as partículas sólidas são levadas para fora do reator. A altura do leito é considerada como nula.

A evolução da altura do leito é função da velocidade ascensional do líquido, assim que há o declínio da queda de pressão ou perda de carga, medida entre a base e a altura do leito, devido à presença de partículas sólidas (PONCELET et al., 1985). No caso de leito fluidizado trifásico, pode-se fazer uma analogia com o escoamento das bolhas de gás num sistema bifásico gás/líquido (no caso líquido + sólido = líquido viscoso) (COSTA, 1989).

A expansão do reator biológico de leito fluidizado, contendo o suporte coberto pelo biofilme, depende de características físicas da fase líquida, velocidade superficial e espessura do biofilme. A expansão do leito é observada, via de regra, quando se empregam partículas de densidades baixas, independentemente das vazões do gás e do líquido (TAVARES, 1992). A formação do biofilme e seu crescimento é um aspecto complexo na operação de reatores de leito fluidizado. O controle da espessura do biofilme é reconhecido como um dos mais importantes parâmetros que influenciam a eficiência e o desempenho do processo. Está demonstrado que os reatores trifásicos asseguram o aumento das reações biológicas e um controle mais efetivo do biofilme, que os reatores bifásicos (COSTA, 1989).

De qualquer maneira, é importante ressaltar que, com a expansão do leito de biopartículas, seja parcial ou que resulte em fluidização, pode-se obter melhoria significativa do requisito de melhor contato entre substratos e microrganismos, devido à agitação e mistura no reator. Com essa

configuração de reator, problemas como entupimentos, zonas mortas, fluxos preferenciais e curto-circuitos hidráulicos, comuns em reatores de leito fixo ou estacionário, podem ser superados.

Se os dispositivos de retenção de lodo forem adequados, uma das vantagens características desses reatores é o menor tempo de detenção hidráulica necessário, uma vez que o contato é mais favorecido pela hidrodinâmica própria. Consequentemente, o volume do reator pode ser reduzido. O melhor contato, aliado com as melhores propriedades de transferência de massa, típico nesses reatores, são essenciais para efluentes diluídos, com menores concentrações de substrato disponíveis, favorecendo, portanto, a indicação desses reatores para o pós-tratamento, para a remoção de DQO remanescente em etapas anteriores. O melhor contato ainda é considerado essencial para um eficiente desempenho, em caso de operação de reatores biológicos em temperaturas mais baixas.

Como em geral se obtém uma elevada concentração de biomassa ativa nesses reatores, altas cargas orgânicas podem ser aplicadas. A característica de reator com maior altura, para um mesmo volume, significa menor área da base, o que pode ser interessante para a sua aplicabilidade em muitos casos, quando a disponibilidade de terreno for um fator limitante para a construção. Outra aplicabilidade potencial para esses reatores, de uma maneira combinada entre si ou com outros tipos de configurações, aeróbias e anaeróbias, seria para a remoção, com reatores em série, da matéria orgânica e de nitrogênio. A aplicação se estende para o tratamento ou pós-tratamento de efluentes de várias naturezas, com concentrações entre menos de 100 até 2000 mg/L de DQO ou mais. As cargas orgânicas que podem ser aplicadas em reatores de escala real têm sido relatadas entre 30 a 60 kg DQO/m³.dia.

Além da baixa produção de lodo, para cargas orgânicas aplicadas superiores às aquelas dos processos convencionais, os leitos fluidizados podem também dispensar a etapa de clarificação secundária, quando bem operados, como relata ROVATTI et al. (1995). Algumas desvantagens associadas a esses tipos de reatores se referem ao maior custo de energia, devido à necessidade, em geral, de bombeamento do afluente e do efluente recirculado, para manter um grande fluxo ascensional do líquido, além da maior dificuldade no seu controle operacional, que requer maiores cuidados e pessoal mais qualificado, como relatam BOSANDER e WESTLUND (1999).

4.7.3 Considerações para Projeto

4.7.3.1 Considerações gerais

Os reatores de leito fluidizado são fonte de estudo em relação à sua operação em grande escala, pois podem apresentar problemas de alimentação e distribuição das fases líquida e gasosa na base do reator. Para melhor compreender esse processo biológico, é necessário o conhecimento de alguns aspectos sobre a adesão microbiana, a formação do biofilme e seu desenvolvimento em suportes sólidos. É de grande interesse o conhecimento dos fatores que afetam a concentração da biomassa nesses reatores, uma vez que o aumento desta concentração permite reduzir o tamanho das instalações.

O estudo de reatores fluidizados e expandidos até o presente ainda se tem restringido mais a unidades em escala de laboratório ou piloto, havendo algumas aplicações práticas, com uso desses reatores, em escala real, principalmente para tratamento de efluentes industriais. Apesar das reconhecidas vantagens relacionadas com o processo em si, atribui-se a falta de maior aplicação, na prática, às dificuldades inerentes aos aspectos de controle operacional. Entretanto, apesar desses fatores, e devido às suas potencialidades, algumas considerações podem ser estabelecidas visando o projeto desse tipo de reator.

Em termos de projeto, as considerações que podem ser seguidas ou recomendadas, para o caso de leitos fluidizados ou expandidos, são:

- seleção do material suporte e suas dimensões;
- (seleção do grau de expansão do leito e cálculo da velocidade ascensional;
- cálculo das dimensões do reator (altura e diâmetro) e dos equipamentos necessários;
- avaliação do efeito causado pelo crescimento bacteriano nas partículas de suporte (biofilme);
- efeito da produção de biogás (para reator anaeróbio) ou da injeção de oxigênio (para reator aeróbio).

Para se ter uma certa segurança para projeto, idealmente seria aconselhável a obtenção de dados cinéticos e hidráulicos de estudos anteriores em escala reduzida, sejam próprios ou de literatura, com o efluente a ser tratado. Estudos prévios permitem uma melhor avaliação das características do efluente e dos parâmetros cinéticos em situação próxima do real, bem como do tempo de detenção hidráulica necessário, que resultaria em uma operação confiável do reator.

4.7.3.2 Seleção do material de suporte

Na seleção do material de suporte para a aderência dos microrganismos em reatores de leito fluidizado ou expandido, vários são os aspectos a serem considerados para o dimensionamento do reator e equipamentos, que influenciarão, tanto no processo biológico, como na operação do sistema. Além das diversas características físicas e químicas a serem consideradas para o material, o custo é um fator importante. Dependendo da aplicação, o material pode ser específico, influenciando significativamente na economia do sistema. Alguns materiais que podem ser utilizados são: areia, carvão ativado granular, poliuretano, bentonita, terra diatomácea, sepiolita, PVC, poliamida (CAMPOS e PEREIRA, 1999; IZA, 1991).

As seguintes características físicas devem ser consideradas para o material de suporte: tamanho, forma, densidade, resistência e rugosidade. Segundo OGER (1984) o material suporte deve preferencialmente:

- caracterizar-se por um estado de superfície essencialmente poroso, permitindo uma melhor aderência da biomassa;
- apresentar superfície específica a maior possível;
- permitir a adsorção das substâncias a serem degradadas, dos subprodutos resultantes da degradação e das enzimas extracelulares produzidas pelos microrganismos;
- apresentar uma boa resistência mecânica;
- possuir o tamanho ideal para as condições de funcionamento do reator.

Em 1985, a empresa francesa Lyonnaise des Eaux, citada em COSTA (1989), apresentou as características exigidas para um material suporte:

- o tamanho efetivo deve ser da ordem de 100 a 400 μm , para permitir maior superfície de adesão por volume de reator;
- a densidade deve ser ligeiramente superior à da água, de modo que as biopartículas permaneçam no interior do reator;
- os materiais muito lisos devem ser evitados;

- as partículas devem ser resistentes ao atrito;
- o tamanho das partículas deve ser o mais uniforme possível (coeficiente de uniformidade $< 1,5$), para evitar problemas de segregação com a expansão do leito;
- o material não deve ser solúvel ou biodegradável no líquido a ser tratado; o valor do teste de “perda em ácido” deve ser inferior a 2%.

O tamanho influencia na disponibilidade de área superficial para a aderência do microrganismos, e também nas características de expansão ou fluidização e, em última instância, na transferência de massa. Quanto maior o diâmetro, menor a superfície específica e, dependendo do tipo de material, maior a velocidade ascensional, para obter-se a expansão ou fluidização desejada, consequentemente, maior o consumo de energia. Daí porque em geral se recomenda o uso de partículas de menores dimensões, entre 0,1 e 0,7 mm (IZA, 1991). Com partículas menores, o controle é mais difícil. A faixa do tamanho das partículas também não deve ser muito ampla, pelo mesmo motivo, embora comercialmente seja mais disponível e mais barato. Partículas de areia de tamanho médio de 0,2 mm foram utilizadas em experimentos anteriores em escala piloto (CAMPOS e PEREIRA, 1999). Partículas de materiais poliméricos sintéticos, com tamanhos entre 2 e 3 mm (PVC, poliestireno, resinas) e materiais naturais de 0,37 mm (quitina), também foram utilizadas com sucesso (TAVARES, 1992).

Nos modelos matemáticos para esses reatores, em geral se consideram as partículas esféricas, ou corrigidas com um *fator de esfericidade*, definido como a relação entre a área superficial de uma esfera de igual volume e a área superficial da partícula real. Um valor típico para esse fator é 0,75 (IZA, 1991). Com o desenvolvimento de biofilme na superfície, assume-se, embora apenas aproximado, que a película se distribuirá uniformemente ao redor da partícula, com igual espessura e de forma esférica.

A densidade da partícula influencia na hidrodinâmica do leito e também no consumo de energia. Em geral, o material das partículas é poroso, sendo preenchido pelo líquido e pelos microrganismos, reduzindo a densidade original. Quanto mais próximo o valor da densidade da partícula colonizada com o da densidade do líquido (em geral próximo de 1000 kg/m^3), o controle operacional ou hidrodinâmico fica mais difícil, uma vez que, experimentalmente, pode ser comprovado que as velocidades ascensionais necessárias para diferentes graus de expansão do leito, são bem próximas. As partículas poliméricas de dimensões entre 1 e 7 mm têm a grande vantagem de serem mais leves, com densidade próxima à do despejo, exigindo menores taxas de recirculação do efluente para fluidização do leito, e, consequentemente, menor consumo energético. Os estudos em escala piloto desenvolvidos por diversos pesquisadores têm atestado sua eficácia (TAVARES et al., 1994; WOLFF et al., 1998; HAIBO et al., 1999; HEIN DE CAMPOS, 2001).

Devido às características hidrodinâmicas desse tipo de reator, as partículas estarão sujeitas a um movimento contínuo e vigoroso no meio do leito, havendo choques entre si e com as paredes do reator. Desse modo, a sua resistência à abrasão e aos esforços cortantes deve ser avaliada, para que não ocorram quebras e formação de diminutas partículas, com diferentes características de expansão ou fluidização, podendo provocar a sua perda junto com o efluente, tornando, portanto, mais difícil o controle operacional do processo.

A rugosidade da superfície da partícula é importante na fase inicial da colonização, para que a aderência e fixação dos microrganismos seja viabilizada e mantida, tendo em vista os choques entre as partículas ou as forças de cisalhamento provocadas pelo líquido. As superfícies mais rugosas são indicadas por causa da melhor aderência dos microrganismos em micro-poros, que, de certa forma, minimizam os efeitos dos choques e esforços do meio líquido. É importante o conhecimento e a

determinação dos fatores que afetam a concentração de polissacarídeos no biofilme, como uma medida da adesão bacteriana.

Algumas propriedades químicas devem ser satisfeitas no tocante ao uso de materiais não tóxicos e que sejam inertes, uma vez que eles devem ser resistentes ao eventual ataque químico dos produtos que se formam no interior do reator. Apesar da adsorção ser uma causa mais física, essas características podem ser modificadas com o desenvolvimento dos biofilmes. De qualquer maneira, tem sido observado que a natureza do material tem influência durante o período da partida do reator. A velocidade de colonização, usando diferentes materiais, aumenta em ordem crescente, a partir do uso de material de vidro, zeólitas, carvão ativado e sepiolita, com propriedades adsorptivas mais favoráveis. Quando se trabalha com materiais poliméricos sintéticos, deve-se efetuar um tratamento superficial dos mesmos, para permitir melhor aderência inicial do biofilme. Esse tratamento pode ser feito com imersão do material em uma solução ácida.

4.7.3.3 Expansão do leito e cálculo da velocidade mínima de fluidização

A viabilidade dos reatores de leito fluidizados trifásicos depende de seu comportamento hidrodinâmico, que pode ser caracterizado pelos seguintes parâmetros:

- altura do leito;
- retenção das fases sólida, líquida e gasosa;
- velocidade mínima de fluidização;
- queda de pressão;
- velocidade superficial do gás e do líquido.

A *altura do leito* pode ser determinada pela observação visual do leito ou pelo gradiente de pressão. O método da observação visual consiste em medir diretamente a altura do leito, no caso de coluna transparente, utilizando uma escala colocada junto ao reator. Este método é mais indicado quando se usa partículas grandes e/ou pesadas, uma vez que a interface do leito em fluidização com o líquido é bastante nítida na parte superior do reator. Quando a altura do leito não pode ser obtida visualmente, utiliza-se o método de gradiente de pressão, o qual é mais indicado para partículas leves e/ou pequenas, uma vez que a interface sólido/líquido não é bem definida. Esse método baseia-se no fato da densidade do sólido ser maior do que a do líquido. A pressão varia mais rapidamente na seção trifásica (sólido-líquido-gás) do que na seção bifásica (líquido-gás), que fica acima do leito fluidizado. Para alguns autores citados por BERGAMASCO (1996), esse método não é adequado, já que o gradiente de pressão medido produz um valor da altura baseado num leito homogêneo irreal.

A *retenção das fases sólida, líquida e gasosa* é afetada pela velocidade do gás e do líquido e também pelas propriedades do sólido, tais como diâmetro e densidade. A determinação individual da retenção de cada fase é importante, pois revela as quantidades de cada uma em suas respectivas frações volumétricas. A retenção gasosa pode ser considerada, sem levar a grandes erros, como retenção gasosa global, quando se trabalha com vazões de líquido e de gás suficientes para que o leito trifásico ocupe praticamente a totalidade do reator, diminuindo ou anulando a zona bifásica das retenções gasosa e líquida no topo do reator (BERGAMASCO, 1996). A retenção gasosa pode ser medida pelo método da queda de nível, no qual, com o reator operando nas condições de vazão de gás e de líquido desejadas, fecha-se simultaneamente as alimentações do gás e do líquido e mede-se a queda de nível de líquido na coluna. A diferença das alturas, multiplicada pela área da seção transversal da coluna, é o volume total de gás retido.

A *velocidade mínima de fluidização* (U_{mf}) é definida como sendo a velocidade do fluido na qual as partículas começam a fluidizar, determinando o limite inferior da velocidade de operação do leito fluidizado. Ela depende da densidade e tamanho das partículas e das propriedades do líquido, tais como densidade e viscosidade. Como estas últimas variam em função da temperatura, a velocidade mínima de fluidização também depende desta.

A *queda de pressão* determina a quantidade de energia envolvida na promoção do contato gás-líquido, por meio do qual ocorre a transferência de massa requerida no processo (RIEDEL, 1995).

A *velocidade superficial do líquido* (U_l) e a *do gás* (U_g) são parâmetros importantes, tanto na caracterização como na concepção do leito fluidizado trifásico. Estas velocidades caracterizam o regime de fluxo como:

- fluxo de bolha dispersa, ou regime borbulhante uniforme;
- fluxo de bolha descontínuo, ou regime turbulento;
- regime de fluxo de coalescência de bolhas (*fluxo slugs*), ou de bolhas de grande tamanho, devido à coalescência ou a uma má distribuição do gás a vazões elevadas.

Além das velocidades das fases gasosa e líquida, o tamanho das partículas também tem efeito no tamanho das bolhas, definindo o regime de fluxo. A velocidade do gás (U_g) influencia no desenvolvimento do biofilme aderido às partículas. Resultados experimentais de COSTA (1991) e TAVARES (1992) mostram que, aplicando-se maior U_g no reator, obtêm-se biofilmes mais finos e ativos.

4.7.3.4 Dimensionamento do reator

As bases teóricas da cinética de modelagem dos biofilmes estão bem documentadas na literatura. Em geral as equações descrevem o transporte e a difusão do substrato e sua utilização pelo biofilme, igualmente tem-se equações para o crescimento e perdas da biomassa em regime permanente. O transporte de massa do substrato ao biofilme, em regime permanente pode ser determinado através da Equação 4.6.

$$J = \frac{(S_a - S_e) \times Q_a}{a \times V} \quad (4.6)$$

na qual:

J: transporte de massa do substrato ao biofilme, em regime permanente ($\text{kg/m}^2 \cdot \text{d}$)

S_a : concentração afluente do substrato (kg/m^3)

S_e : concentração efluente do substrato (kg/m^3)

Q_a : vazão afluente, sem recirculação (m^3/d)

a : superfície específica do material suporte (m^2/m^3)

V : volume do reator (m^3)

O volume ocupado pelas partículas, por sua vez, pode ser determinado por:

$$V = \frac{A'}{a} \quad (4.7)$$

na qual :

A' = superfície do material suporte (m^2)

HEATH et al. (1990) apresentaram um modo simplificado para cálculo do volume de reatores de biofilmes, determinando J , através de curvas padrão, e relacionando com o consumo de substrato. Para os leitos trifásicos, de regime de fluxo turbulento (mistura completa), utiliza-se diretamente as curvas, em função de parâmetros cinéticos determinados previamente. Para os leitos fluidizados bifásicos, faz-se um cálculo iterativo para diferentes módulos do reator, considerando-se o regime de fluxo pistão, variando-se a concentração do efluente (S) para cada trecho considerado.

A idade do lodo (θ_c) é o inverso do *coeficiente específico de desprendimento do biofilme* (b_s), este definido por RITTMANN (1982) através da Equação 4.8:

$$b_s = \frac{Q_a \times X_e}{M_x} \quad (4.8)$$

na qual:

b_s : coeficiente específico de desprendimento do biofilme (d^{-1})

Q_a : vazão afluyente, sem recirculação (m^3/d)

X_e : concentração da biomassa no efluente (kg/m^3)

M_x : massa total de biofilme no interior do reator (kg)

A concentração X_e pode ser determinada em termos de sólidos totais em suspensão (SST) ou de proteínas no efluente (PN susp).

A *produção específica de lodo* (Y) é definida pela quantidade de biomassa produzida (X_e) e perdida na fase líquida, expressa em termos de SST ou PN susp, em relação à quantidade de substrato consumido (DBO_5 ou DQO), determinada pela Equação 4.9.

$$Y = \frac{X_e}{S_{cons}} \quad (4.9)$$

na qual:

Y : produção específica de lodo (kg/kg)

Na prática, porém, utilizam-se critérios empíricos para o dimensionamento dos reatores, tais como: a carga orgânica volumétrica ($kgDBO/m^3.d$), a carga superficial ($kgDBO/m^2.d$), o tempo de detenção hidráulica (TDH) e a carga hidráulica ($m^3/m^2.h$). No entanto, os valores utilizados são baseados em situações particulares e não devem ser estendidos a todos os casos.

4.7.3.5 Sistema de distribuição do afluyente

O sistema de distribuição do afluyente é um ponto chave em reatores desse tipo, influenciando diretamente no desempenho e comportamento do leito de lodo. Muitos reatores industriais possuem patentes no tocante aos detalhes desses sistemas. Para reatores de pequenos diâmetros, em geral se empregam tubos que conduzem o afluyente do topo para baixo, de modo que o fluxo do líquido seja ascendente. Para o caso de reatores de maior porte, o uso comum é de um sistema de distribuição com tubulações dispostas no fundo formando uma rede, com peças distribuidoras nas extremidades direcionadas para o fundo, com o objetivo de provocar jatos com alta turbulência. Esta turbulência evita zonas mortas e induz a necessária agitação no leito para a mistura e contato entre os substratos

e os microrganismos. Deverá ser considerada a perda de carga no sistema de distribuição, tendo em vista a economia da operação, em termos de consumo de energia.

4.7.3.6 Sistema de bombeamento

O bombeamento, além da influência direta na hidrodinâmica do reator, é importante em função dos custos operacionais. Isso implica em tentar reduzir, ao mínimo possível, a recirculação do efluente. Por outro lado, dois fatores devem ser considerados: o fator de diluição do afluente e o fator de recirculação necessário, para manter as condições hidrodinâmicas previstas em projeto. O compromisso com ambos os fatores pode ser traduzido pela relação entre a altura e o diâmetro do reator. Essa relação é importante porque influencia na taxa de recirculação necessária para manter a velocidade superficial e o grau de expansão e homogeneização desejados. Um panorama da interrelação entre esses fatores pode ser visualizado na Tabela 4.15.

Tabela 4.15 - Interrelação entre alguns fatores de projeto e operação com a geometria do reator

Relação H/D (altura/diâmetro)	Diluição	Bombeamento	Distribuição	Custo	Área da base
Alta	Alta	Menor	Fácil	Maior	Pequena
Baixa	Baixa	Maior	Difícil	Menor	Grande

Fonte: IZA (1991)

A conexão entre o afluente e a recirculação também é um outro aspecto a ser considerado. Em geral, a vazão de recirculação, dependendo da geometria adotada, pode ser várias vezes maior que a do afluente. Neste caso, recomenda-se a conexão do afluente antes da bomba da recirculação, o que pode economizar energia em função da menor pressão, maior facilidade operacional para manter a expansão do leito de lodo, além de flexibilidade, no caso de sobrecargas hidráulicas. Outra alternativa pode ser também o bombeamento em linhas separadas, para dentro do reator, de afluente e de recirculação.

A linha de recirculação pode ter origem em dois pontos do reator, uma no topo em derivação da linha do efluente descarregado, ou na parte inferior da zona de sedimentação, o que resultaria em menor velocidade nessa região. Uma recomendação para evitar a excessiva abrasão nos equipamentos de bombeamento, devido ao possível carregamento de partículas sólidas do leito para a recirculação, seria o uso de um dispositivo na própria linha para a sua retenção. Os valores das taxas de recirculação citados têm sido muito variáveis, entre 0,5 a 100 (CAMPOS e PEREIRA, 1999).

A taxa de recirculação também pode ser determinada em função de necessidades do processo biológico aeróbio, de modo a garantir que o oxigênio não seja fator limitante ao processo. Assim, SHIEH e KEENAN (1986), consideraram que 1,0 kg de O₂ era necessário para a remoção de 1 kg de DBO₅ e que 4,3 kg de O₂ eram necessários para a produção de 1,0 kg de NO₃⁻ - N.

4.7.3.7 Separador gás-líquido-sólido

Nos reatores de leito fluidizado ou expandido anaeróbios, pelas características próprias de sistemas de altas taxas de aplicação de cargas orgânicas e pela geometria, que usualmente propicia altas taxas hidráulicas, resulta em consequência, em alta produção de biogás. Considerando o requisito de se manter a biomassa retida, há, portanto, a necessidade de um eficiente sistema de separação dos gases

e de retenção dos sólidos. No caso de reatores aeróbios, a injeção de ar ou oxigênio também contribui para a formação de bolhas que ascendem ao topo do reator, que se assemelha muitas vezes à superfície de um recipiente com água fervente borbulhante. Portanto, o dispositivo de separação entre as fases, seja o reator aeróbio ou anaeróbio, deve ser adequado para as condições de alta taxa. Adicionalmente, no caso de efluentes contendo compostos surfactantes, pode-se provocar a formação de grande quantidade de espumas e espuma. Neste caso, poderá haver alguns problemas de entupimento das tubulações de retirada de gases ou da recirculação do efluente, ocasionalmente conduzindo também à deterioração da qualidade do efluente. Consequentemente, algum dispositivo, como jato de água para quebra de espuma ou o uso de agentes anti-espumante, pode ser recomendado.

4.7.4 Aspectos Construtivos de Reatores de Leito Fluidizado ou Expandido

Em função das características geométricas do reator, de considerável altura e base menor, esta última deve naturalmente se apresentar suficientemente sólida, devido à maior carga estrutural por unidade de área. Por uma questão de flexibilidade operacional e de implantação, deve-se, sempre que possível, prever a modulação. Ainda em termos de implantação, para o caso de reatores pré-fabricados, deve-se prever o transporte que usualmente será o rodoviário. Consequentemente, poderá haver limitação em termos de altura do reator e peso, além das outras dimensões. Os reatores também poderão ser pré-fabricados em partes e montados no local.

Os materiais mais comumente indicados para a construção desse reator têm sido o concreto, a chapa metálica e a fibra de vidro (CAMPOS e PEREIRA, 1999). Para os dois primeiros, devido à possível formação de alguns compostos corrosivos, recomenda-se o revestimento interno especial para a proteção das paredes. O uso de reatores pré-fabricados implica necessariamente no uso de guindaste ou equipamentos similares para o içamento e acoplamento das partes, uma vez que a altura será considerável. Há ainda a possibilidade de uso combinado de materiais, tendo-se como exemplo o uso de fibra de vidro para a construção de separadores gás-líquido-sólido em reatores de concreto. Na Tabela 4.16 é apresentado um sumário comparativo de uso dos 3 materiais mais comuns para esse tipo de reator, de acordo com CAMPOS e PEREIRA (1999).

Tabela 4.16 - Aspectos construtivos comparativos com uso de 3 materiais para reator fluidizado ou expandido

Aspectos construtivos	Material		
	Chapa metálica	Fibra de vidro	Concreto
Revestimento especial	Necessário	Não necessário	Necessário
Limitação de dimensões	Sim	Muito	Não
Peso	Médio	Menor	Maior
Fundação	Requer atenção	Requer atenção	Requer muita atenção
Fabricação em série	Sim	Sim	Sim
Disponibilidade de reator com dimensões para a vazão de projeto	Nem sempre	Nem sempre	Sempre
Custo de construção ou fabricação somente do reator	Médio	Maior	Menor
Içamento	Necessário	Necessário	Não necessário

Construção no local da obra	Possível	Possível	Possível
Mudança de local do reator após a instalação	Possível	Possível	Impossível
Modulação do reator	Sim	Sim	Sim
Operação de reator em escala real	Conhecida	Desconhecida	Conhecida

Fonte: CAMPOS e PEREIRA (1999)

4.7.5 Aspectos Operacionais de Reator de Leito Fluidizado ou Expandido

A operação de um reator biológico sempre se constitui de duas fases, a da partida e da operação em regime permanente. Durante a partida, o leito de partículas se comportará como um sistema em regime não-permanente, sendo que apenas no início da partida as partículas de suporte terão as características físicas, químicas e biológicas mantidas. À medida que se desenvolve o biofilme nas partículas, aquelas características vão se alterando e o leito de biopartículas vai passando de um sistema bifásico para trifásico, em função da produção de gás em sistema anaeróbio ou da injeção de ar em sistema aeróbio. Assim, as condições operacionais vão se alterando.

Para a partida em si, CAMPOS e PEREIRA (1999) recomendam:

- a utilização ou não de inóculo;
- adaptação prévia do meio suporte ao inóculo ou ao efluente;
- aumento gradual ou imediato da vazão afluyente, que dependerá da quantidade e qualidade do inóculo;
- aumento gradual ou imediato da vazão de recirculação.

A partida em escala real do reator anaeróbio da EESC-USP (tratando esgotos domésticos) ocorreu em 140 dias (CAMPOS e PEREIRA, 1999). Em escala piloto, a partida do reator aeróbio, utilizado por HEIN DE CAMPOS (2001), ocorreu com utilização de inóculo proveniente de tanque de aeração, sendo o reator mantido durante 5 a 12 horas com baixa aeração (1/3 da vazão de ar), de modo a conduzir as bactérias à fixação no meio suporte. Em seguida, o reator foi alimentado gradativamente com o efluente, por um período de 12 a 24 horas, até chegar à vazão afluyente desejada, após o que, em apenas 24 horas de seu funcionamento, o reator já se encontrava em regime permanente quanto à degradação do substrato.

O controle da velocidade ascensional é importante para que as forças de cisalhamento resultantes não provoquem o arraste e perda de biomassa com o efluente do reator. O controle da velocidade pode ser efetuado, na prática, através do uso de inversores ou variadores de frequência da rotação das bombas do afluyente e da recirculação do efluente, que, em última análise, controlam as vazões. Outros controles operacionais recomendados por CAMPOS e PEREIRA (1999) são:

- percentual de expansão do leito;
- perda de carga na zona de reação;
- taxa de recirculação;
- produção de biogás e percentagem de metano (no caso de reator anaeróbio);
- quantidade de lodo de excesso;
- consumo de energia através de dados de voltagem, amperagem e horímetros.

Recomenda-se, ainda, o monitoramento laboratorial para o desempenho do reator.

4.7.6 Reatores anaeróbios de leito fluidificado ou expandido

4.7.6.1 Considerações preliminares

Conforme descrito anteriormente, os reatores aeróbios ou anaeróbios de leito fluidificado ou expandido, com meio suporte inerte para a aderência e fixação dos microrganismos, se assemelham em concepção e funcionamento, uma vez que a operação em geral ocorre em sistema trifásico em ambos os casos (gás-líquido-sólido). A diferença fundamental se relaciona com o gás, sendo ar ou oxigênio adicionado no reator aeróbio, ao passo que o biogás (metano e gás carbônico) é gerado no reator anaeróbio. Outra diferença menor se refere ao separador de fases na parte superior dos reatores, havendo coleta e retirada específica para o biogás, no caso dos reatores anaeróbios. Entretanto, pode-se considerar que os reatores anaeróbios de leito fluidificado ou expandido apresentam duas variantes com algumas especificidades próprias, os conhecidos como EGSB e IC.

4.7.6.2 Reator EGSB

O reator anaeróbio de leito granular expandido (EGSB), para muitos é considerado como um melhoramento do reator UASB, uma vez que a sua concepção é a mesma, com diferença apenas na aplicação das cargas hidráulicas ou velocidades ascensionais, da ordem de até 10 m/h. Sendo assim, as características hidrodinâmicas se aproximam exatamente às dos reatores de leito expandido, com a diferença no uso de material suporte inerte neste e de lodo granular no EGSB. A geometria do reator EGSB é semelhante ao do reator de leito expandido, com relação entre altura e diâmetro elevada. Da mesma forma, existe usualmente a recirculação do efluente.

Devido às suas características operacionais, é essencial o uso já na sua inoculação de lodo granular de boa qualidade, que, via de regra, é obtido de reatores tipo UASB. Para manter o requisito de alta retenção de biomassa ativa, é obrigatória a instalação, como nos reatores de leito expandido, de um eficiente sistema de separação dos sólidos. Em caso contrário, haveria o risco de perda de biomassa com o efluente, podendo reduzir drasticamente a sua quantidade e, conseqüentemente, a sua eficiência. As potencialidades desse reator também são promissoras, pois apresenta as mesmas vantagens do reator de leito expandido, além das vantagens intrínsecas dos reatores UASB. Para muitos, o controle do processo é maior nos reatores EGSB, comparado com os reatores de leito expandido, por causa da forma de agregação da biomassa, considerada mais fácil de controlar, retirar intencionalmente e manter a sua concentração no reator quando na forma de grânulos, do que na forma de película aderida em material suporte inerte.

A aplicabilidade do reator EGSB em escala real tem sido no tratamento de efluentes industriais de cervejarias e de processamento de alimentos, que, em muitos casos, se caracterizam pela geração de esgotos mais diluídos e, às vezes, em baixas temperaturas. São para essas condições que se aplicam muito bem aqueles reatores, pelas suas características hidrodinâmicas, que resultam em alto grau de mistura e contato necessário entre os substratos e os microrganismos. Daí porque também se indica para o caso de pós-tratamento, para a remoção de DQO remanescente. As experiências para pós-tratamento de efluentes domésticos se encontram ainda em fase de experimentação em escala piloto.

4.7.6.3 Reator de recirculação interna (IC)

A semelhança hidrodinâmica desse reator IC (*internal circulation*) com o reator de leito expandido é a mesma apresentada pelo reator EGSB. O reator IC é considerado uma versão tecnológica mais desenvolvida do reator EGSB. A geometria e velocidades ascensionais são similares, com alto nível de agitação e grau de mistura hidráulica. O lodo utilizado também é granular, porém com um diferencial que tinha sido observado em reatores tipo UASB e EGSB e também nos próprios reatores

anaeróbios de leito expandido: o uso intencional do biogás produzido para auxiliar e melhorar o grau de agitação interna. A influência do gás na hidrodinâmica daqueles reatores tem sido reportada como possivelmente mais importante que a própria agitação provocada hidraulicamente, em função da velocidade ascensional do líquido. Já há similar aeróbio (patenteado), com uso de material suporte inerte para a aderência da biomassa, usado em tratamento de efluente de cervejaria.

O reator IC se caracteriza pelo uso do biogás formado e que se acumula na parte superior em tanque apropriado e pressurizado, que força a circulação interna do líquido e de lodo, após atingir determinado nível de pressão. A retirada do gás em excesso é controlada, ocorrendo após acumulação limite.

Em geral o reator IC possui duas zonas distintas, uma inferior formada pelo leito de lodo granular que se mantém em constante agitação e expansão, em função da vazão afluyente e do líquido recirculado internamente, este através de tubulação central conectada ao tanque de gás. Considera-se que nesta zona a agitação se aproxima do regime de mistura completa. A segunda é a zona superior, separada da primeira por dispositivos que forcem a passagem ascensional do líquido, porém retém a maior parte do lodo na zona inferior de grande turbulência. Essas características o indicam para o uso em tratamento de efluentes diluídos, que requerem alto grau de contato, portanto, também para o pós-tratamento.

Apesar das reconhecidas vantagens hidrodinâmicas e eficiência de tratamento, esses reatores requerem uma operação mais cuidadosa e pessoal mais treinado e experiente.

4.8 FILTROS ANAERÓBIOS

4.8.1 Introdução

Os filtros anaeróbios são utilizados para tratamento de esgotos pelo menos desde a década de 1950, mas constituem ainda uma tecnologia em franco desenvolvimento. A busca de alternativas para o material de enchimento, que é responsável pela maior parcela dos custos e pelo volume, e o aperfeiçoamento de detalhes construtivos, incluindo o sentido do fluxo e a facilidade de remoção do lodo de excesso, são os aspectos que merecem maior atenção no desenvolvimento tecnológico dos filtros anaeróbios. Porém, o fato de ser uma tecnologia ainda em desenvolvimento não impede a aplicação dos filtros anaeróbios em escala real, com grande sucesso e ótimos resultados.

No Brasil, o filtro anaeróbio tornou-se mais popular a partir de 1982, quando a NBR 7229, "Construção e Instalação de Fossas Sépticas e Disposição dos Efluentes Finais", da ABNT, incorporou diretrizes básicas para o projeto e construção dos filtros anaeróbios, incentivando o seu uso associado aos tanques sépticos, como unidade de pós-tratamento dos efluentes.

O filtro da NBR-7229/82 causou vários problemas operacionais, principalmente quando o projeto não previa a remoção do lodo acumulado na pequena câmara inferior de entrada. Contudo, teve o mérito de difundir a alternativa e provocar sua evolução tecnológica.

A nova norma da ABNT sobre pós-tratamento de efluentes de tanques sépticos (NBR 13969, setembro de 1997), também trata apenas de filtros ascendentes e é ainda bastante limitada no emprego de filtros anaeróbios para tratamento de esgotos. Mesmo assim, oferece uma contribuição para o aperfeiçoamento, a difusão e o incentivo ao uso de filtros anaeróbios.

Evidentemente, o filtro anaeróbio não se presta apenas para pós-tratamento dos efluentes de pequenos tanques sépticos. Mais recentemente, os filtros anaeróbios vêm sendo aplicados no Brasil para pós-tratamento (polimento) de efluentes de grandes decanto-digestores e de reatores anaeróbios de manta de lodo, com vazões de até mais de 40 L/s.

No âmbito do PROSAB, três instituições distintas estudam filtros anaeróbios.

Na UNICAMP, vêm sendo realizadas pesquisas, em escala piloto, utilizando gomos de bambu (*Bambusa tuldoidea*) de aproximadamente 4,0 cm de diâmetro e altura, inteiros e partidos em bandas, como enchimento de filtros anaeróbios de fluxo ascendente, com bons resultados. O bambu mantém as suas características iniciais, sem alterações aparentes, indicando que sua vida útil pode ser bem longa. Revelou-se um meio bastante interessante devido ao seu baixo custo, durabilidade, grande volume de vazios, grande área superficial específica e baixo peso, além do seu bom desempenho.

Na UFMG, foi utilizado, como meio suporte de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente piloto, um rejeito industrial obtido em siderúrgicas no processo de redução do minério de ferro: escória de alto-forno, tipo ácida, com granulometria selecionada entre 50 e 76 mm. Os resultados obtidos indicaram que os filtros anaeróbios foram capazes de complementar satisfatoriamente a redução de material orgânico particulado e dissolvido presente no esgoto afluente ao filtro (efluente de um reator UASB), produzindo um efluente final com concentrações médias de DQO, DBO E SST usualmente abaixo de 120 mgDQO/L, 60 mgDBO/L e 30 mgSST/L. Além da boa eficiência obtida no processo de tratamento, deve-se ressaltar que a escória é um material de baixo custo e abundante em regiões com indústrias siderúrgicas. Não houve entupimento, nem sinais de deterioração da escória (CHERNICHARO e MACHADO, 1998).

Na UFRN tem sido estudado o desempenho de filtros anaeróbios de fluxo descendente afogados, com volumes idênticos, mas com diferentes materiais de enchimento (brita comercial, brita nº 4, seixo rolado classificado, tijolos cerâmicos vazados e anéis de eletroduto corrugado de plástico) e sob várias condições operacionais, com as seguintes conclusões: os vários tipos de pedras utilizados apresentaram eficiências muito próximas, resultando em efluentes com cerca de 20 mg/L de SS e 120 mg/L de DQO total; o filtro com enchimento de conduíte cortado apresentou um excelente desempenho, com médias no efluente de até 15 mg/L de SS e de DQO filtrada de até 78 mg/L; e o tijolo cerâmico de oito furos, usual na construção civil, mostrou-se uma opção viável para enchimento de filtros anaeróbios, embora a eficiência do filtro com este material de enchimento seja menor do que com os outros materiais experimentados (ANDRADE NETO *et al.*, 2000).

4.8.2 Descrição da Tecnologia

O filtro anaeróbio é um tanque contendo material de enchimento que forma um leito fixo. Na superfície de cada peça do material de enchimento ocorre a fixação e o desenvolvimento de microrganismos, que também agrupam-se, na forma de flocos ou grânulos, nos interstícios deste material. Os compostos orgânicos solúveis contidos no esgoto afluente entram em contato com a biomassa, difundindo-se através das superfícies do biofilme ou do lodo granular, sendo então convertidos em produtos intermediários e finais, especificamente metano e gás carbônico. São, portanto, reatores com fluxo através do lodo ativo e com biomassa aderida, ou retida, no leito fixo.

Os filtros anaeróbios podem ter várias formas, configurações e dimensões, desde que se obtenha um fluxo bem distribuído através do leito. Os mais usuais têm fluxo ascendente ou descendente. Nos filtros de fluxo ascendente, o leito é necessariamente submerso (afogado). Os de fluxo descendente podem trabalhar afogados ou não. Geralmente são cobertos, mas podem ser implantados sem cobertura, quando não houver preocupação com a eventual emissão de maus odores.

As Figuras 4.24 e 4.25 apresentam cortes esquemáticos de filtros anaeróbios ascendente e descendente afogado, onde podem ser observados os principais dispositivos que garantem o funcionamento da unidade de tratamento.

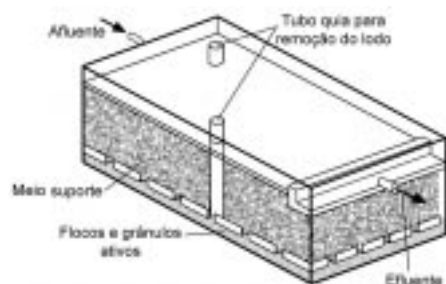


Fig. 4.24 – Corte esquemático de um filtro anaeróbio ascendente

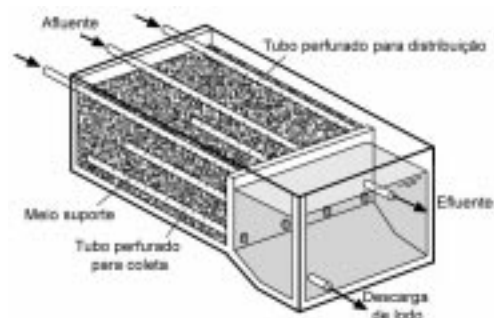


Fig. 4.25 – Corte esquemático de um filtro anaeróbio descendente afogado

A NBR 13969, da ABNT, define que o filtro anaeróbio (filtro anaeróbio de leito fixo com fluxo ascendente) “consiste de um reator biológico onde o esgoto é depurado por meio de microrganismos não aeróbios, dispersos tanto no espaço vazio do reator quanto nas superfícies do meio filtrante”, e apresenta desenhos de quatro modelos. Contém especificações e detalhes construtivos para todos.

Dois deles são, na verdade, reatores mistos, com duas câmaras: a inferior sem enchimento, por onde os esgotos entram como se fosse em um reator de manta de lodo; e a segunda, sobre um fundo falso, contendo o material de enchimento (brita).

4.8.3 Aplicabilidade

Os filtros anaeróbios apresentam vantagens dos reatores anaeróbios com fluxo através do lodo ativo, destacando-se, comparativamente, nas seguintes vantagens específicas: resistem bem às variações do afluente e propiciam boa estabilidade ao efluente, com baixa perda dos sólidos biológicos; não necessitam de inóculo para a partida; propiciam enorme liberdade de projeto; e têm construção e operação muito simples.

Tanto podem ser aplicados para tratamento de esgotos concentrados como diluídos. Contudo, são mais indicados para esgotos predominantemente solúveis, porque o risco de entupimento do meio filtrante aumenta com a concentração de sólidos suspensos do afluente.

Portanto, embora possam ser utilizados como unidade principal do tratamento dos esgotos, são mais adequados para pós-tratamento (polimento). Prestam-se para pós-tratamento de outras unidades anaeróbias, conferindo elevada segurança operacional e maior estabilidade ao efluente, mas também podem ser aplicados com vantagens para pós-tratamento de outros processos.

O efluente de um filtro anaeróbio é geralmente bastante clarificado e tem relativamente baixa concentração de matéria orgânica, inclusive dissolvida, porém é rico em sais minerais. É muito bom para a disposição no solo, não somente por infiltração, mas, também, para irrigação com fins de produção vegetal, desde que sejam resguardadas as preocupações com os microrganismos patogênicos, usualmente presentes em grandes quantidades nos efluentes de filtros que tratam esgotos domésticos. Nesses casos, a desinfecção pode se tornar necessária, para a qual podem ser aplicados os processos usuais (ver Capítulo 7).

As principais limitações dos filtros anaeróbios decorrem do risco de obstrução do leito (entupimento ou colmatagem dos interstícios) e do volume relativamente grande, devido ao espaço ocupado pelo material inerte de enchimento.

Dois novos modelos de sistemas com filtros anaeróbios vêm sendo aplicados no Brasil para pós tratamento de efluentes de reatores anaeróbios de porte médio e grande, em escala real:

- Um sistema que associa decanto-digestor e filtros anaeróbios de fluxo ascendente e descendente afogados, em um arranjo compacto, vem sendo aplicado e desenvolvido tecnologicamente no Rio Grande do Norte, com algumas unidades de porte médio em operação naquele Estado e projetos também no Rio de Janeiro e em Alagoas. O sistema é constituído de um tanque séptico prismático retangular, com duas câmaras em série e um pequeno filtro de pedras acoplado em comunicação direta, e dois filtros anaeróbios afogados que ladeiam o tanque séptico (detalhes em ANDRADE NETO 1997 e ANDRADE NETO et al., 1999).
- No Paraná, a SANEPAR vem projetando, construindo e operando grandes filtros anaeróbios para pós tratamento de reatores de manto de lodo. São reatores cilíndricos com o fundo inclinado, construídos em concreto armado, semi-enterrados, que podem ser cobertos ou não. O primeiro foi construído em 1996 e já existem mais de 10 em operação, cerca de 7 em obras e mais 20 projetados. Atendem a populações que variam de 1.500 a 50.000 habitantes, com diâmetros entre 8 e 30 m e profundidade entre 2,2 e 4,0 m, sendo a altura do leito de brita nº 4 entre 1,2 e 3,0 m. Têm propiciado bons resultados, com tempo de detenção hidráulica de projeto entre 7 e 13 horas. Segundo informações do Engenheiro Décio Jurgensen, da SANEPAR, os sistemas compostos de RALF (reator de manta de lodo), seguido desses filtros anaeróbios, propiciam efluentes com

menos de 20 mg/L de Sólidos Suspensos e DQO menor que 100 mg/L. Também em Minas Gerais, a COPASA/MG implantou, recentemente, a estação de tratamento de esgotos da cidade de Ipatinga, com capacidade para atender uma população de 200 mil habitantes, composta de reatores UASB e pós-tratamento em filtros anaeróbios. No momento, foram implantados apenas dois filtros anaeróbios (de um total previsto de 10 unidades), sendo que os resultados obtidos nessa unidade possibilitarão aferir os parâmetros de dimensionamento para as demais unidades a serem implantadas.

As figuras 4.26 e 4.27 ilustram os filtros anaeróbios da ETE Colombo (SANEPAR) e ETE Rio Doce, na cidade de Ipatinga (COPASA/MG).



Fig. 4.26 – Filtro anaeróbio pós reator RALF (ETE Colombo/PR - vazão 30 L/s)



Fig. 4.27 - Filtro anaeróbio pós reator UASB (ETE Rio Doce - Ipatinga/MG – vazão de cada filtro: 40 L/s)

4.8.4 Critérios e parâmetros de projeto

4.8.4.1 Considerações preliminares

Os dados sobre filtros anaeróbios aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios são ainda muito escassos, além de dispersos. Os critérios e parâmetros aqui apresentados são fruto dos resultados das pesquisas desenvolvidas no âmbito do PROSAB.

A eficiência dos filtros na remoção da carga orgânica e sólidos está associada à atividade biológica, fortemente influenciada pela temperatura, e, principalmente, por duas variáveis de projeto: tempo de retenção celular (θ_c), ou tempo de retenção de sólidos biológicos no interior do filtro, e tempo de detenção hidráulica (θ_h). Ocorre que o θ_c depende do tipo de meio filtrante (e sua capacidade de retenção) e do θ_h . Sendo este último de mais fácil determinação e, para leitos semelhantes, determinante do θ_c , mostra-se como o mais importante, e disponível, parâmetro de projeto. (ANDRADE NETO, 1997)

4.8.4.2 Tempo de detenção hidráulica

O tempo de detenção hidráulica refere-se ao tempo médio de permanência do líquido no interior do filtro, sendo expresso a partir da seguinte expressão:

$$\theta_h = \frac{V}{Q} \quad (4.10)$$

na qual:

θ_h : tempo de detenção hidráulica (h)

V: volume do filtro anaeróbio (m^3)

Q: vazão média afluenta ao filtro anaeróbio (m^3/d)

Fruto das pesquisas realizadas no âmbito do PROSAB, com filtros anaeróbios utilizados para o pós-tratamento de efluentes de tanques sépticos e reatores UASB, tem-se observado que os FA são capazes de produzir efluentes que atendem aos padrões de lançamento estabelecidos pelos órgãos ambientais, em termos de concentração de DBO, quando os mesmos são operados com tempos de detenção hidráulica da ordem de 4 a 10 h.

O acréscimo da taxa de remoção não é diretamente proporcional ao aumento do TDH. Evidentemente, devem ser levadas em consideração a configuração do reator e as concentrações no esgoto afluenta. A determinação do tempo de detenção ainda exige certa sensibilidade e experiência do projetista, enquanto não se tem dados de pesquisa suficientes.

O cálculo do volume é obtido multiplicando-se a vazão média diária pelo tempo de detenção hidráulica arbitrado, de acordo com a equação 4.10.

4.8.4.3 Meio suporte

As finalidades meio suporte são:

- permitir o acúmulo de grande quantidade de biomassa, com o conseqüente aumento do tempo de retenção celular;
- melhorar o contato entre os constituintes do despejo afluenta e os sólidos biológicos contidos no reator;
- atuar como uma barreira física, evitando que os sólidos sejam carregados para fora do sistema de tratamento; e
- ajudar a promover a uniformização do escoamento no reator.

Pode-se dispor de uma grande variedade de materiais para enchimento de filtros anaeróbios. Evidentemente, deve-se preferir materiais que tenham as seguintes características principais (CAMPOS et al., 1999):

- que sejam estruturalmente resistentes e suficientemente leves;
- que sejam biológica e quimicamente inertes;
- que facilitem a distribuição do fluxo e dificultem a obstrução;
- que tenham preço baixo;
- que sejam de fácil aquisição

Atualmente, há entendimento entre vários autores de que, em filtros anaeróbios com leito submerso (afogado), a estabilização da matéria orgânica deve-se, principalmente, aos sólidos acumulados nos interstícios do material de enchimento. A capacidade do leito em acumular lodo ativo e distribuir o fluxo dentro do reator parece ser o fator de maior importância. Portanto, há que se atentar para o índice de vazios e a uniformidade do material de enchimento (ANDRADE NETO *et al.*, 2000).

No Brasil, o material mais utilizado para enchimento dos filtros anaeróbios é a pedra britada nº 4, que é um material muito pesado e relativamente caro, devido à sua classificação granulométrica. Ademais, a brita nº 4 tem um índice de vazios muito baixo, em torno de 50%, com implicações sobre o volume e a capacidade de acumular lodo ativo. Outros materiais já foram estudados e experimentados no enchimento de filtros anaeróbios no Brasil: gomos de bambu (COUTO & FIGUEIREDO, 1993; NOUR *et al.*, 2000); escória de alto forno de siderúrgicas (CHERNICHARO, 1997); vários tipos e granulometria de pedras, tijolos cerâmicos vazados comuns e anéis de eletroduto corrugado de plástico (ANDRADE NETO *et al.*, 2000).

4.8.4.4 Altura da camada de meio suporte

A definição da altura do meio suporte e da relação entre a altura e a área horizontal do filtro constituem-se em uma das maiores preocupações dos projetistas. A relação entre a altura e a área do leito não constitui fator muito importante no desempenho do reator, conforme demonstram os resultados encontrados por vários pesquisadores, indicando pouca influência da altura da camada de meio filtrante na eficiência do filtro (CAMPOS *et al.*, 1999).

Porém, aspectos operacionais tem grande influência na relação entre altura e área do filtro. Em princípio, quanto maior a altura do leito filtrante maior a dificuldade de remoção do lodo em excesso, quando for realizado o esgotamento do filtro para desobstrução dos interstícios (limpeza). Por outro lado, dependendo do sentido de fluxo, dos dispositivos de entrada e saída e da maneira prevista para remoção do lodo em excesso (sucção, descarga de fundo, etc), uma grande área também pode dificultar essa remoção.

Aspectos construtivos também orientam a determinação das dimensões dos filtros. Se o filtro for coberto, o custo da cobertura pode favorecer a opção por um filtro de maior altura e, se for enterrado e o solo apresentar dificuldades para escavação, é mais indicado que o filtro seja projetado com alturas menores.

A NBR 13969 (ABNT, 1997) limita a altura máxima do leito filtrante a 1,20 m, sendo que, nos dois modelos que têm fundo falso, a altura do leito filtrante é limitada em 0,60 m. No entanto, com base na experiência brasileira e nas pesquisas desenvolvidas mais recentemente no âmbito do PROSAB, pode-se recomendar, para a maioria das condições de aplicação de filtros anaeróbios para o pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, que a altura do meio suporte deve ficar compreendida entre 0,8 e 3,0 m. O limite superior de altura do meio suporte é mais adequado para reatores com menor risco de obstrução do leito, o que depende, principalmente, do sentido do fluxo, do tipo de material de enchimento e das concentrações do afluente. Um valor mais usual deve situar-se em torno de 1,5 m.

Calculado o volume em função da vazão média e do TDH, as dimensões do reator dependem da altura arbitrada e do modelo a ser projetado.

4.8.4.5 Taxa de aplicação superficial

A taxa de aplicação hidráulica superficial refere-se à quantidade de esgotos aplicados diariamente ao filtro anaeróbio, por unidade de área do meio suporte do filtro, calculada através da Equação 4.10

$$q_s = \frac{Q}{A} \quad (4.10)$$

na qual:

q_s : taxa de aplicação hidráulica superficial ($m^3/m^2.d$)

Q: vazão média afluyente ao FA (m³/d)

A: área da superfície livre do meio suporte (m²)

Fruto das pesquisas realizadas no âmbito do PROSAB, com filtros anaeróbios utilizados para o pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, tem-se observado que os FA são capazes de produzir efluentes que atendem aos padrões de lançamento estabelecidos pelos órgãos ambientais, em termos de concentração de DBO e sólidos suspensos, quando os mesmos são operados com taxas de aplicação hidráulica superficial da ordem 6 a 15 m³/m².d.

4.8.4.6 Carga orgânica volumétrica

A carga orgânica volumétrica refere-se à quantidade de matéria orgânica aplicada diariamente ao filtro anaeróbio, por unidade de volume do filtro ou de volume do meio suporte, calculada através da Equação 4.11.

$$C_v = \frac{Q \times S_a}{V} \quad (4.11)$$

na qual:

C_v: carga orgânica volumétrica (kgDBO/m³.d)

Q: vazão média afluyente ao FA (m³/d)

S_a: concentração de DBO do esgoto afluyente ao FA (kgDBO/m³)

V: volume total do filtro ou volume ocupado pelo meio suporte (m³)

Da mesma forma que para a taxa de aplicação superficial, as pesquisas realizadas no âmbito do PROSAB têm indicado que os FA são capazes de produzir efluentes que atendem aos padrões de lançamento estabelecidos pelos órgãos ambientais, em termos de concentração de DBO, quando os mesmos são operados com cargas orgânicas volumétricas da ordem de 0,15 a 0,50 kgDBO/m³.d, para o volume total do filtro, e de 0,25 a 0,75 kgDBO/m³.d, para o volume da camada de meio suporte.

4.8.4.7 Sistema de distribuição e coleta do efluente

Um aspecto muito importante do projeto de filtros anaeróbios diz respeito ao detalhamento dos dispositivos de entrada e saída dos esgotos, já que a eficiência do sistema de tratamento depende substancialmente da boa distribuição do fluxo no leito filtrante, e esta está condicionada à correta previsão desses dispositivos de entrada e saída.

No caso de filtros anaeróbios ascendentes, tem-se utilizado, na prática, um tubo de distribuição de vazão para cada 2,0 a 4,0 m² de área de fundo do filtro. Nas Figuras 4.28 e 4.29 são mostrados o dispositivo de distribuição de esgotos, através de tubos perfurados, e a canaleta de coleta do efluente. Nessas figuras pode-se observar, ainda, os detalhes do fundo falso e da laje perfurada que sustentará o meio suporte.



Fig. 4.28 – Dispositivo de distribuição de esgotos no fundo do um filtro anaeróbio (ETE Rio Doce - Ipatinga/MG – vazão de cada filtro: 40 L/s)



Fig. 4.29 – Dispositivo de distribuição de esgotos no fundo do um filtro anaeróbio (ETE piloto da UFRN- vazão: 30 L/s)

4.8.4.8 Dispositivos para amostragem e remoção de lodo

O projeto dos filtros anaeróbios deve propiciar facilidades para a amostragem e remoção periódica do lodo, prevendo dispositivos e acessos adequados e suficientes. Para o caso de filtros ascendentes, com fundo falso, tem sido comum a previsão de pelo menos dois amostradores de lodo, um junto ao fundo e outro imediatamente abaixo da laje do fundo falso, a fim de permitir o monitoramento da concentração e da altura do leito de lodo. Adicionalmente, pode-se prever outros amostradores de lodo ao longo da altura do meio suporte (a cada 0,5 ou 1,0 m). Esses amostradores auxiliam, sobremaneira, o planejamento dos descartes de lodo excedente, antes que este possa influenciar negativamente o eventual entupimento e colmatção do meio suporte.

4.8.4.9 Recirculação do efluente

Para tratamento de efluentes de tanque séptico aplicado a esgotos sanitários, a recirculação do efluente de filtros anaeróbios, ascendentes ou descendentes, geralmente não se faz necessária, tendo em vista que as concentrações de matéria orgânica afluentes ao filtro anaeróbio geralmente não são muito elevadas (ANDRADE NETO, 1997).

4.8.4.10 Resumo dos critérios e parâmetros de projeto

Um resumo dos principais critérios e parâmetros que norteiam o projeto de filtros biológicos percoladores, aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, conforme abordado nos itens anteriores, é apresentado na Tabela 4.17.

Tabela 4.17 – Taxas de aplicação recomendadas para o projeto de filtros anaeróbios aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios

Critério/parâmetro de projeto	Faixa de valores, em função da vazão		
	Para $Q_{\text{média}}$	Para $Q_{\text{máxima diária}}$	Para $Q_{\text{máxima horária}}$
Meio suporte	Pedra	pedra	Pedra
Profundidade do meio suporte (m)	0,8 a 3,0	0,8 a 3,0	0,8 a 3,0
Tempo de detenção hidráulica* (h)	5 a 10	4 a 8	3 a 6
Taxa de aplicação superficial ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$)	6 a 10	8 a 12	10 a 15
Carga orgânica ($\text{kgDBO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$)	0,15 a 0,50	0,15 a 0,50	0,15 a 0,50
Carga orgânica no meio suporte ($\text{kgDBO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$)	0,25 a 0,75	0,25 a 0,75	0,25 a 0,75

* A adoção dos limites inferiores de θ_h para o dimensionamento de FA requer cuidados especiais com relação ao tipo de recheio, à presença de SST no afluente e à altura da camada de recheio. Além disso, a rotina operacional demandará uma maior frequência de descarte de lodo, a fim de evitar problemas de colmatção do recheio.

4.8.5 Aspectos Construtivos e Operacionais

A construção de filtros anaeróbios é muito simples. Consiste basicamente na execução de um tanque, com dispositivos de entrada e de saída e para expurgo do lodo, e na seleção, limpeza e colocação do material suporte em seu interior.

Os detalhes construtivos dos dispositivos de entrada e saída dos esgotos são determinados principalmente pelo sentido de fluxo no reator. Nos reatores de fluxo ascendente, os esgotos são distribuídos na base, através de tubos perfurados ou abaixo de um fundo falso vazado (ou perfurado) que suporta o leito, e são coletados no topo, através de canaletas ou tubos perfurados afogados. Nos de fluxo descendente, os dispositivos são semelhantes, com caminho inverso. É óbvio que nem todos os modelos podem ser aplicados nos dois sentidos de fluxo. (CAMPOS et al, 1999)

A obstrução do leito é um dos principais problemas dos filtros anaeróbios. Este problema é mais freqüente nos filtros anaeróbios de fluxo ascendente, contendo pedras e britas. Os filtros preenchidos com peças de plástico ou outros materiais com grande índice de vazios não têm apresentado problemas de entupimento (CHERNICHARO, 1997). Os riscos de entupimento do meio filtrante aumentam com a concentração de sólidos suspensos do afluente. Um outro fator que influi no risco de obstrução é a dificuldade de remoção do lodo de excesso.

Embora a operação dos filtros anaeróbios seja muito simples, não pode ser negligenciada. É necessário que se proceda, periodicamente, a remoção do excesso de lodo do meio filtrante.

A operação de remoção do lodo em excesso (limpeza do leito) consiste em drenar os líquidos (por descarga de fundo ou sucção) com vazão maior que no fluxo normal, provocando velocidades de escoamento nos interstícios bem mais elevadas, de forma a carrear parte do lodo em excesso ali acumulado. Esta operação pode ser auxiliada por aspersão de efluente tratado ou água limpa sobre o leito (CAMPOS et al., 1999).

A freqüência de remoção do lodo em excesso, depende, principalmente, das concentrações do afluente, do tipo de material suporte (granulometria e forma) e da altura do leito. Deve estar prevista no projeto, mas as condições reais de operação podem indicar a modificação da freqüência de limpeza. Normalmente a limpeza se faz necessária em períodos de três a seis meses.

4.8.6 Exemplo de dimensionamento

Dimensionar um filtro anaeróbio para o pós-tratamento dos efluentes gerados em um reator UASB, sendo conhecidos os seguintes elementos de projeto:

a) Dados

- População: $P = 10.000$ hab
- Vazão afluyente média: $Q_{\text{méd}} = 1.478 \text{ m}^3/\text{d}$
- Vazão afluyente máxima diária: $Q_{\text{máx-d}} = 1.670 \text{ m}^3/\text{d}$
- Vazão afluyente máxima horária: $Q_{\text{máx-h}} = 2.246 \text{ m}^3/\text{d}$
- Carga orgânica afluyente ao reator UASB: $\text{CO}_{\text{A-UASB}} = 500 \text{ kgDBO/d}$
- DBO média afluyente ao reator UASB: $S_a = 338 \text{ mg/l}$
- Eficiência de remoção de DBO esperada para o reator UASB: 70%
- Carga orgânica afluyente ao FA: $\text{CO}_{\text{A-FA}} = 150 \text{ kgDBO/d}$
- DBO média afluyente ao FA: $S_a = 102 \text{ mg/L}$

b) Solução:

Adotar tempo de retenção hidráulica (θ_h)

De acordo com a Tabela 4.17, os FA devem ser projetados com θ_h entre 3,0 e 10,0 horas. Valor adotado: $\theta_h = 8$ horas (para $Q_{\text{méd}}$)

Cálculo do volume do filtro, de acordo com a equação 4.11 (V)

$$V = (Q \times \theta_h) = [(1.478 \text{ m}^3/\text{d}) / (24 \text{ h/d})] \times 8 \text{ h} = 492,7 \text{ m}^3$$

Adotar profundidade para o meio suporte e para o filtro:

De acordo com a Tabela 4.17, os FA devem ser projetados com alturas de meio suporte entre 0,80 e 3,00 m. Valor adotado para o meio suporte: $h_1 = 1,30 \text{ m}$

Deve-se definir, ainda, a altura do fundo falso (h_2) e da lâmina livre até a canaleta de coleta do efluente (h_3). Valores adotados: $h_2 = 0,60 \text{ m}$ e $h_3 = 0,30 \text{ m}$

A profundidade total resultante para o filtro será:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 = 1,30 + 0,60 + 0,30 = 2,20$$

Cálculo da área do FA (A)

$$A = V / H = (492,7 \text{ m}^3) / (2,20 \text{ m}) = 224,0 \text{ m}^2$$

Cálculo do volume da camada de meio suporte (V_{suporte})

$$V_{\text{suporte}} = A \times h_1 = 224,0 \text{ m}^2 \times 1,30 \text{ m} = 291,2 \text{ m}^3$$

Verificação da taxa de aplicação hidráulica superficial (q_s), de acordo com a equação 4.10

$$\text{Para } Q \text{ média: } q_{s1} = Q_{\text{méd}} / A = (1.478 \text{ m}^3/\text{d}) / (224,0 \text{ m}^2) = 6,6 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$$

$$\text{Para } Q \text{ máxima diária: } q_{s2} = Q_{\text{máx-d}} / A = (1.670 \text{ m}^3/\text{d}) / (224,0 \text{ m}^2) = 7,5 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$$

$$\text{Para } Q \text{ máxima horária: } q_{s3} = Q_{\text{máx-h}} / A = (2.246 \text{ m}^3/\text{d}) / (224,0 \text{ m}^2) = 10,0 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$$

Verifica-se, de acordo com a Tabela 4....., que os valores das taxas de aplicação hidráulica superficial ficaram compreendidos dentro das faixas recomendadas, para as três condições de vazões aplicadas.

Verificação da carga orgânica volumétrica média aplicada ao FA e à camada de meio suporte (C_v), de acordo com a equação 4.11

$$C_{v1} = (Q \times S_a) / V = [(1.478 \text{ m}^3/\text{d}) \times (0,102 \text{ kgDBO}/\text{m}^3)] / (492,7 \text{ m}^3) = 0,31 \text{ kgDBO}/\text{m}^3.\text{d}$$

$$C_{v2} = (Q \times S_a) / V_{\text{suporte}} = [(1.478 \text{ m}^3/\text{d}) \times (0,102 \text{ kgDBO}/\text{m}^3)] / (291,2 \text{ m}^3) = 0,52^* \text{ kgDBO}/\text{m}^3.\text{d}$$

(*) Na prática, observa-se que uma grande parte da carga orgânica afluyente é removida na parte inferior (fundo falso) do filtro anaeróbio, fazendo com que a cargas orgânicas volumétricas aplicadas ao meio suporte sejam bem inferiores.

Determinação das dimensões do filtro

Adotar 2 filtros de seção Quadrada, cada um com área de $112,0 \text{ m}^2$ ($10,60 \text{ m} \times 10,60 \text{ m}$)

4.9 BIBLIOGRAFIA

- ABNT - Associação Brasileira de Normas Técnicas, NBR 7229 - Construção e Instalação de Fossas Sépticas e Disposição dos Efluentes Finais. 37p., 1982.
- ABNT - Associação Brasileira de Normas Técnicas, NBR 13969 - Tanques Sépticos - Unidades de Tratamento Complementar e Disposição Final dos Efluentes Líquidos - Projeto, Construção e Operação. 60p., 1997
- ADAMSKI, R., CARRIO, L. and ANDERSON, J. Comparative performance of suspended and attached growth nitrogen removal process on New York City wastewater. In: *IAWQ/IWA Conference on Biofilm Systems*, New York, 1999.
- AISSE M. M., NOLASCO M.A., ANDREOLI F.D.N., LOBATO M.B., SAVELLI C.S., JURGENSEN D. e ALEM SOBRINHO P. Pós-tratamento de efluentes provenientes de reatores anaeróbios tipo UASB. In: *Proc. VI Latin-American Workshop and Seminar on Anaerobic Digestion*. pp 321-327, 2000.
- AISSE,M.M.; LOBATO,M.B.; BONA,A.; GARBOSA,L.P.; JÜRGENSEN,D.; ALÉM SOBRINHO, P. Avaliação do Sistema Reator UASB e Filtro Biológico para o Tratamento de Esgoto Sanitário. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 21, João Pessoa, 2001. Anais. Rio de Janeiro, ABES, .8p.II-051, 2001^a.
- AISSE, M.M.; LOBATO,M.B.;BONA,A.;GARBOSA,L.P.;ALÉM SOBRINHO, P.A. Avaliação do sistema Reator UASB e Filtro Biológico Aerado Submerso para o Tratamento de Esgoto Sanitário. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 21, João Pessoa, 2001. Anais. Rio de Janeiro, ABES. 8p. II-052, 2001b.
- ANDRADE NETO, C. O. Sistemas Simples para Tratamento de Esgotos Sanitários – Experiência Brasileira. Rio de Janeiro, ABES, 301p. (ISBN 85-7022-123-1), 1997.
- ANDRADE NETO, C. O.; MELO, H. N. S.; PEREIRA, M. G.; LUCAS FILHO, M. Filtros Anaeróbios com Enchimento de Diferentes Materiais. p.75-86. In: Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios: coletânea de trabalhos técnicos. CHERNICHARO, C. A. L. (Coordenador). Belo Horizonte, Projeto PROSAB. 220p. (ISBN 85-901640-1-2), 2000.
- ARVIN, E. E HARREMÖES, P. Concepts and models for biofilm reactor performance - *Water Sci. & Technol.*, vol. 22, n° 1/2, pp. 171 – 192, 1990.
- ATKINSON, B. Immobilised biomass - a basis for process development in wastewater treatment - In “Biological fluidised bed treatment of water and wastewater”, Eds. Cooper e Atkinson , Ellis Horwood Limited Pub., Grã-Bretanha - Capítulo 1, pp. 22 – 34, 1981.
- BAILEY, J.E.; OLLIS, D.F. Biochemical Engineering Fundamentals. 2nd edition. McGraw-Hill, New York, 1986.
- BOF, V.S., SANT’ANA, T.D., WANKE, R., SILVA, G.M., SALIM, F.P.C., NARDOTO, J.I.O., NETTO, E.S., PEGORETTI, J.M. ETEs compactas associando reatores anaeróbios e aeróbios ampliam a cobertura do saneamento no estado do Espírito Santo – Anais do XXVII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental – ABES, João Pessoa (PB), 2001.
- BERGAMASCO, R. O uso de partículas poliméricas para adesão microbiana em tratamento biológico de resíduos. Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, 1996. 147p.
- BERGAMASCO, R., TAVARES, C.R. E COSSICH, E.S. Tratamento de efluentes tóxicos em reator de leito fluidizado trifásico. *19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. Foz do Iguaçu, PR. ABES, editoração eletrônica ,1997.
- BONHOMME, M., ROGALLA, F., BOISSEAU, G. E SIBONY, J. Enhancing nitrogen removal in activated sludge with fixed biomass - *Water Sci. & Technol.*, vol. 22, n° 1/2, pp. 127 –135, 1990.

- BOSANDER, J. and WESTLUND, A.D. Denitrification in a full-scale fluidized bed. In: *IAWQ/IWA Conference on Biofilm Systems*, New York, 1999.
- CAMPOS, J. R. (Coordenador) et al. Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo. Rio de Janeiro: ABES - PROSAB. 464 p., 1999.
- CAMPOS, J. R. E DIAS, H. G. Potencialidade do Filtro Anaeróbio. *Revista DAE*, Vol. 49, Nº 154, jan-mar. 1989. p. 29-33, 1989.
- CAMPOS, J.R. e AKUTSU, J. Emprego de reator biológico de leito fluidificado no tratamento de despejos líquidos de indústrias de conservas. *Revista DAE*, 44 (139)329-334.
- CAMPOS, J.R. e PEREIRA, J.A.R. Reator anaeróbio de leito expandido/fluidificado. In: *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. J.R. Campos (coord.). Projeto PROSAB. Rio de Janeiro, ABES, 1999. p.199-219, 1984.
- CANLER, J.P E PERRET, J.M. Biofiltres aéres: évaluation du procédé sur 12 unités industrielles - Anais 2nd International Conf. Specialize on Biofilm Reactors, Paris, France - pp. 27 – 37, 1993.
- CARRAND, G.; CAPON, B., RASCONI, A. E BRENNER, R. Elimination of carbonaceous and nitrogenous pollutants by a twin-stage fixed growth process - *Water Sci. & Technol.*, vol. 22, nº 1/2, pp. 261 – 272, 1989.
- CHERNICHARO C.A.L. and MACHADO R.M.G. Feasibility of the UASB/AF system for domestic sewage treatment in developing countries. *Water Science and Technology*, **38**, 8 – 9, pp. 325 – 332, 1998.
- CHERNICHARO C.A.L. e NASCIMENTO M.C.P. A new configuration of trickling filter applied to the post-treatment of effluents from UASB reactors. In: *Proc. VI Latin-American Workshop and Seminar on Anaerobic Digestion*, pp. 328-335, 2000.
- CHERNICHARO, C.A. - Resultados preliminares obtidos na estação piloto para o tratamento dos efluentes líquidos de indústrias de curtimento de couros e peles no estado de Minas Gerais. (Comunicação pessoal), 1996.
- CHERNICHARO, C.A.L. Reatores anaeróbios. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG . Belo Horizonte. 246p., 1997.
- CHISTI, M.Y.; FUJIMOTO, K. and MOO-YOUNG, M. *Biotechnology Process-Scale up and Mixing*, Editado por Ho, C.S. e Oldshue, J.Y.; AIChE, New York, 1987.
- CONDREN, A.J. Technology assesment of the biological aerated filter - Relatório Técnico nº EPA/600/2-90/015 - U.S.EPA, 103 p., 1990.
- COOPER, P.F. e ATKINSON, B. (eds.). *Biological fluidized bed treatment of water and wastewater*. WRC.Chichester, Inglaterra, Ellis Horwood, 1981. 411 p.
- COSTA, R.H.R. *Etude du Contrôle du Biofilm Developpé Dans un Lit Fluidisé Triphasique en Epuration Carbonée Aérobie*. Thèse de Doctorat, Institut National des Sciences Appliquées (INSA). Toulouse, 1989. 256p.
- COSTA, R.H.R. Estudo do controle do biofilme desenvolvido em um leito fluidizado trifásico em fase carbonácea aeróbia - I. Análise do efeito de parâmetros operacionais sobre as características físicas do biofilme. *Anais do 16º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. Goiânia, Go., ABES, Tomo I, 2(1-4):51-69, 1991.
- COUTO, Luiz C. C. e FIGUEIREDO, Roberto F. Filtro Anaeróbio com Bambu para Tratamento de Esgotos Domésticos. *Revista Ingenieria Sanitaria, AIDIS*. Vol. XLVII, Nº 1, jan-mar. 1993. p.77-81, 1993.

- DISTLER, G. A., RUSSO, C. e 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, editoração eletrônica, 1995.
- FAZOLO, A. Nitrificação e desnitrificação simultânea em um único reator aeróbio/anaeróbio alimentado com efluente de reator anaeróbio horizontal de leito fixo, Projeto de pesquisa de Doutorado (EESC/USP), 2000.
- GILLES, P. Industrial scale applications of fixed biomass on the mediterranean seaboard. Design, operating results - *Water Sci. & Technol.*, vol. 22, nº 1/2, pp. 281 – 292, 1990.
- GOMES, C.S.; AISSE, M.M. Research at SANEPAR and State of Paraná, Brasil, with anaerobic treatment of domestic sewage in full scale and pilot plants. Trabalho apresentado no anaerobic Treatment of Sewage Seminar/Workshop. Amherst - MA, EUA, 1985.
- GONÇALVES R.F. & ROGALLA, F. Biofiltros aerados para remoção de nitrogênio de águas residuárias sob diversas temperaturas - *Anais eletrônicos do XXIV Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental* - 30 de outubro a 4 de novembro de 1994, Buenos Aires, Argentina, 1994.
- GONÇALVES, R. F., F. SAMMUT, AND F. ROGALLA. High rate biofilters - simultaneous phosphorus precipitation and nitrogen removal - *Chemical water and Wastewater Treatment II* - Hahn, H.H. et Klute, R. (Eds) - Springer-Verlag Berlin Heidelberg, pp. 357 – 372, 1992.
- GONÇALVES, R.F. Elimination biologique du phosphore des eaux résiduaires urbaines par des biofiltres immergés - Tese de Doutorado, INSA - Toulouse, França - 169 p., 1993.
- GONÇALVES, R.F., PASSAMANI, F.R.F., SALIM, F.P., SILVA, A.L.B., MARTINELLI, G. E BAUER, D.G. Associação de um reator UASB e biofiltros aerados submersos para tratamento de esgoto sanitário. In “Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios – coletânea de trabalhos Vol. 1”, Coord C.A.L. CHERNICHARO. Projeto PROSAB. Belo Horizonte (MG), 220 p., 2000.
- GONÇALVES, R.F; CHARLIER, A.C., SAMMUT, F. Primary fermentation of soluble and particulate organic matter for wastewater treatment - *Wat. Sci. & Technology*, vol. 30, nº 6, pp. 53 – 62, 1994.
- GONENÇ, I.E. E HARREMÖES, P. (1985) - Nitrification in rotating disc systems - I: Criteria for transition from oxygen to ammonia rate limitation, *Water Research*, nº 19, pp. 1119 - 127
- GONENÇ, I.E. E HARREMÖES, P. (1990) - Nitrification in rotating disc systems - II: Criteria for simultaneous mineralization and nitrification, *Water Research*, nº 24, pp. 499 - 505
- GROS, H. E KARL, V. (1993) - Multilayer filtration and fixed bed systems for advanced wastewater treatment - *Anais do Congresso Europeu sobre Filtração de Água*, Fed. Européia de Enga. Química, 15 - 17 março, Oostende - Bélgica, pp. 3.51 - 3.55
- HAIBO, Y., KIM, B.J. and RITTMANN, B.E. Gas-phase toluene removal by a three-phase, circulating-bed biofilm reactor. In: *IAWQ/TWA Conference on Biofilm Systems*, New York, 1999.
- HARREMÖES, P. (1982) - Criteria for nitrification in fixed film reactors - *Water Sci. & Technol.*, vol. 14, pp. 167 – 187
- HATZIFOTIADOU, O. *Contribution a l'etude de l'hydrodynamique et du transfert de matière gaz-liquide dans un réacteur a lit fluidisé triphasique*. Thèse de Doctorat, L'Institut National des Sciences Appliquées (INSA). Toulouse, 1989, 174p.
- HEATH, M.S., WIRTEL, S.A. and RITTMANN, B.E. Simplified design of biofilm processes using normalized loading curves. *Research Journal Water Pollution Control Federation*, 62 (2), 185-192, 1990.
- 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, 2001. 113p.

- HOLST, T.C., TRUC, A. and PUJOL, R. Anaerobic Fluidized Beds: Ten Years of Industrial Experience. *Wat. Sci.Tech.*, 36(6-7):415-422, 1997.
- IZA, J. Fluidized bed reactors for anaerobic wastewater treatment. *Water Science and Technology* 24 (8): 109-132, 1991.
- JEPSEN, S.E., LAURSEN, K., JANSEN, J.L.C. E HARREMÖES, P. (1992) - Denitrification in submerged filters of nitrified wastewater and chemical precipitated water - Chemical water and Wastewater Treatment II - Hahn, H.H. et Klute, R. (Eds) - Springer-Verlag Berlin Heidelberg, pp. 371 - 387
- JERIS, J.S, OWENS, R.W. e FLOOD, F. Secondary treatment of municipal wastewater with fluidized-bed technology. In: *Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater*. P.F. Cooper e B. Atkinson (eds.). WRC.Chichester, Inglaterra, Ellis Horwood,1981. p.112-120.
- KATO, M.T., ANDRADE NETO, C.O., CHERNICHARO, C.A.L., FORESTI, E. E CYBIS, LF. Configurações de reatores anaeróbios. In: *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. J.R. Campos (coord.). Projeto PROSAB. Rio de Janeiro, ABES, 1999. p.53-99.
- KATO, M.T. *Anaerobic treatment of low strength soluble wastewaters*. Tese de doutorado. Universidade Agrícola de Wageningen, Wageningen, Holanda. 1994.
- KLEIBER, B., ROUDON, G., BIGOT, B. AND SIBONY, J. (1993) - Assessment of biofiltration at industrial scale - Anais 2nd International Conf. Specialize on Biofilm Reactors, Paris, France - pp. 271 - 283
- KUNII, D. e LEVENSPIEL, O. *Fluidization engineering*. Nova York, John Wiley, 1969.
- LACAMP, B.; HANSEN, F., PENILLARD, P. E ROGALLA, F. (1992) - Wastewater nutrient removal with advanced biofilm reactors - *Water Sci. & Technol.*, vol. 27, n° 5/6, pp. 263 - 276
- LAZAROVA, V. E MANEM, J. (1993) - Advance in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control - Anais 2nd International Conf. Specialized on Biofilm Reactors, Paris, France - pp. 411 - 420
- LAZAROVA, V. & MANEM, J. Biofilm characterization and activity analysis in water and wastewater treatment. *Wat. Res.*, 29(10):2227-45, 1995.
- 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.
- LESSEL, T.H. (1993) - Upgrading and nitrification by submerged bio-film reactors - experiences from a large scale plant - Anais 2nd International Conf. Specialize on Biofilm Reactors, Paris, France - pp. 231 – 238
- MARIET, C. Une station d'épuration de nouvelle génération. *TSM*, 4, 2-4, 1997.
- MATOS, T.A., SILVA, H.T.M., GONÇALVES, R.F. (2001) - Uso simultâneo de um biofiltro aerado submerso para tratamento secundário de esgoto sanitário e para biodesodorização de ar atmosférico contendo gás sulfídrico (H₂S) – Anais do XXVII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental – ABES, João Pessoa (PB)
- METCALF & EDDY (1991). *Wastewater engineering – treatment, disposal and reuse*. 3rd edition, McGraw-Hill, Inc. New York, 1334 p.
- MILLER, D.G. Fluidised beds in water treatment – a short historical introduction. In: *Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater*. P.F. Cooper e B. Atkinson (eds.). WRC.Chichester, Inglaterra, Ellis Horwood,1981. p.35-47.
- MOTTA,S.L (1995). Tratamento de Esgoto Sanitário em Bio-Reator Aeróbio de Leito Fixo Submerso. Dissertação de mestrado apresentada à COPPE/UFRJ.102p. Anexos.

- NOUR, E. A. A.; CORAUCCI FILHO, B.; FIGUEIREDO, R. F. de; STEFANUTTI, R.; CAMARGO, S. A. R. de, (2000). Tratamento de Esgoto Sanitário por Filtro Anaeróbio Utilizando o Bambu como Meio Suporte. p.210-231. In: Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo: coletânea de trabalhos técnicos. CAMPOS, J. R. (Coordenador). São Carlos, Projeto PROSAB. 348p. (ISBN 85.86552-07-0).
- OGER, P. *Un nouveau type de support pour la fixation de bactéries*. Rapport de la Société ERPAC, Wasquehal. 1984.
- OKEY, W. E ALBERTSON, O.E. (1987) - The role of diffusion in regulating rate and masking temperature effects in fixed film nitrification - Trabalho técnico apresentado na 60a Conferência Anual da Water Poll. Control Feder. (EUA)
- OODEGARD, H., RUSTEN, B. E WESTRUM, T. (1993) - A new moving bed biofilm reactor - applications and results - Anais 2nd International Conf. Specialized on Biofilm Reactors, Paris, France - pp. 221 - 229
- PARKER, D.S., LUTZ, M.P. E PRATT, A.M. (1990) - New trickling filter applications in the U.S.A. - Water Sci. & Technol., vol. 22, n° 1/2, pp. 215 - 226.
- PARTOS, J., RICHARD, Y. E AMAR, D. (1985) - Elimination de la pollution carbonée sur cultures fixées aérobies - Le procédé Biofor - T.S.M. L'Eau, n° 4, pp. 193 - 198
- PC- Revista Prevención de la Contaminación. *Los lechos fluidos incrementan el re-uso de agua en la Fiasa de Brasil*. Marzo, 1719, 1999.
- POLANCO, F.F. e DIEZ, V. Reactores anaerobios de lecho fluidizado. Diseño y operación. In: *Actas del IV Seminario sobre Depuración Anaerobia de Aguas Residuales*. Universidad de Valladolid, Valladolid, Espanha, 1988. p. 170-188.
- PONCELET, D. , BINOT, R., BOL, T., NAVEAU, H. and J-NYNS, E. Biotechnologie des lits fluidisés en réacteur cylindrique et tronc-conique. *Trib. Cebedeau*, 494(38):3-12, 1985.
- PUJOL, R., CANLER, J.P. E IWEMA, A. (1992) - Biological aerated filters: an attractive and alternative biological process - Water Sci. & Technol., vol. 26, n° 3/4, pp. 693 - 702.
- RAVARINI, P., COUTELLE, J. E DAMEZ, F. (1988) - Le traitement d'eau potable à Dennemont - Dénitrification et nitrification biologiques à grande échelle - TSM L'Eau, vol. 83, pp. 235 - 239
- RICHARD, Y E CYR, R. (1990) - Les possibilités de traitement par cultures fixées aérobies - T.S.M. L'Eau, Vol. 85, n° 7 - 8, pp. 389 -393
- RIEDEL, Y.M.Z. *Transferência de oxigênio e parâmetros hidrodinâmicos de um reator de leito fluidizado trifásico*. Dissertação de Mestrado, UEM, Maringá, Pr, 1995. 187p.
- RITTMANN, B.E. The effect of shear stress on biofilm loss rate. *Biotechnology and Bioengineering*, (24): 501-506. 1982.
- ROGALLA, F., ROUDON, G., SIBONY, J. E BLONDEAU, F. (1992) - Minimising nuisances by covering compact sewage plants - Water Sci. & Technol., vol. 25, n° 4/5, pp. 363 - 374.
- ROVATTI, M. , NICOLELLA, C., CONVERTI, A., GHIGLIAZZA, R. and DIFELICE, R. Phosphorus removal in fluidized bed biological reactor (FBBR). *Wat. Res.*, 29(12):2627-34, 1995.
- SAEZ, P.B.; CHANG, H.T. E RITTMANN, B.E. (1988) - Modeling steady-state substrate inhibited biofilms - Inte. Conference on Physicochemical and Biological Detoxification of Hazardous Wastes
- SAGBERG, P., DAUTHUILLE, P. and HAMON, M. Biofilm reactors: a compact solution for the upgrading of waste water treatment plants. *Wat. Sci. Tech.*, 26(3-4):733-42, 1992.

- SANEVIX ENGA LTDA (1999) – Manual de operação de ETEs do tipo UASB + BFs - Vitória (ES). 88 p.
- SANEVIX ENGENHARIA LTDA (1999) – Manual de operação de ETEs do tipo UASB + BFs - Vitória (ES). 88 p.
- SEMON, J., SADICK, T., PALUMBO, D., SANTORO, M. and KEENAN, P. Biological upflow fluidized bed denitrification reactor demonstration project – Stamford, CT, USA. *Water Science & Technology*, 36 (1):, 139-146, 1997.
- SHIEH, W. & KEENAN, J. Fluidized bed biofilm reactor for wastewater treatment. IN: *Advances in Biochemical Engineering/ Biotechnology*, 33:, 131-69, 1986.
- SIBONY, J. (1983) - Applications industrielles des cultures fixées en épuration d'eaux résiduaires - Anais da 5ème Journée Scientifique: Léau, la recherche et l'environnement, 25 - 27 outubro, Lille - França, pp. 387 - 397
- SILVA, E.L., VARESCHE, M.B.A., VAZOLLER, R.F. and CAMPOS, J.R. Adhesion and biofilm formation by immobilized *Pseudomonas putida* in a three-phase fluidized bed reactor for phenol degradation. In: *IAWQ/IWA Conference on Biofilm Systems*, New York, 1999.
- SONG, Ki-Ho , YOUNG, J.C., (1986). Media designs for fixed bed filters. J. Water Pollution Control Federation, 58(2): 115-121
- SOUZA (1982) apud Carvalho (1994) (Carlos ou Cícero ou Pedro)
- SPEECE, R.E. *Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters*. Nashville, EUA, Archae Press, 1996. 394 p.
- STENSEL, H.D., BRENNER, R.C., LEE, K.M., MELLER, H. e RAKNESS, K. (1988) - Biological aerated filter evaluation - Journal of Environm. Engineer., vol. 114, nº 3, pp. 655 - 671
- STROHMEIER, A. e SCHROETER, I. (1993) - Experiences with biological filtration in advanced waste water treatment - Anais do Congresso Europeu sobre Filtração de Água, Fed. Européia de Enga. Química, 15 - 17 março, Oostende - Bélgica, pp. 3.39 - 3.50
- SWITZENBAUM, M.S. A comparison of the anaerobic filter and the anaerobic expanded/fluidized bed processes. *Water Science and Technology* 15 (8/9): 345-358. 1983.
- TANAKA, T., TSUZUKI, K., NISHIJIMA, N. and TAKAGI, T. Algae-removal performance of a fluidized-bed biofilm reactor system for lake water treatment. *Water Science and Technology* 43 (1): 277-283. 2001.
- TSCHUI, M., BOLLER, M., GUJER, W., EUGSTER, J., MÄDER, C. e STENGEL, C. (1993) - Tertiary nitrification in aerated pilot biofilters - Anais 2nd International Conf. Specializae on Biofilm Reactors, Paris, France - pp. 109 - 116
- TAVARES, C. R. G. *Tratamento Aeróbio de Efluentes em Bio-reatores de Leito Fluidizado Trifásico*. Tese de Doutorado, UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, 1992. 203 p.
- TAVARES, C.R.G. , RUSSO, C. and SANT'ANNA Jr., G.L. Aerobic treatment of wastewaters in a three-phase fluidized bed bioreactor: a comparison of two types of polymeric supports. *Env. Tech.*, 15:687-93, 1994.
- TAVARES, C.R.G. , SANT'ANNA Jr., G.L. and CAPDEVILLE, B. The effect of air superficial velocity on biofilm accumulation in a three-phase fluidized-bed reactor. *Wat. Res.*, 29(10):2293-8, 1995.
- UPTON, J. e GREEN, B. (1995) - A successful strategy for small treatment plants - Water Quality. International, nº 4, pp. 12 - 14

- UPTON, J. e STEPHENSON, T. (1993) - BAF - Upflow or downflow - The choice exists - Symposium on Wastewater treatment by biological aerated filters - Latest developments - Crainfield Institut of Technology, Crainfield - G.B.
- VIEIRA E ALÉM SOBRINHO(1983)(Carlos ou Cícero ou Pedro)
- VON SPERLING (1995) Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Coleção “Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de águas residuárias”. Ed. DESA – UFMG, Belo Horizonte (MG), 243 p.
- WEF (1992) – Design Manual of Wastewater Treatment Plants: Vol I, Cap. 12 - Manual of Practice nº 8 – 829 p.
- WEF (1996) – Operation of Municipal Wastewater Treatment Plants – Manual of Practice MOP 10 – vol. 2, 3rd ed, c
- WOLFF, D.B., COSTA, R.H.R. and BASSANI, L. Textile effluent treatability in an aerobic three phase fluidized bed reactor. In: *IAWQ Specialty Conference on Microbial Ecology of Biofilms*, Lake Bluff, USA, 1998.
- YOUNG, J.C. and McCARTY, P.L. (1969). The Anaerobic filter for waste treatment. J. Water Pollution Crontrol Federation, 41, R160-R173.
- ZAIAT, M. (1996) Desenvolvimento de Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo para tratamento de águas residuárias. São Carlos. SP. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.