

6 PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTES DE REATORES ANAERÓBIOS POR SISTEMAS DE FLOTAÇÃO

Miguel Mansur Aisse, Décio Jürgensen, Marco Antonio Penalva Reali, Rogerio Penetra, Lourdinha Florencio e Pedro Alem Sobrinho

6.1 INTRODUÇÃO

A qualidade dos efluentes de reatores anaeróbios, durante o tratamento de esgotos sanitários, em geral não atende às exigências ambientais. Consequentemente, é necessária a aplicação de um sistema complementar, de pós-tratamento, para a melhoria do efluente final da estação.

Uma alternativa atraente para o pós-tratamento desses efluentes anaeróbios é a flotação. A flotação remove sólidos em suspensão e, quando em combinação com agentes coagulantes, pode remover nutrientes, principalmente o fósforo, e parcela da matéria orgânica dissolvida. Afora estes benefícios, a flotação proporciona a redução dos teores de gases odoríferos, além de elevar o nível de oxigênio dissolvido, o que resulta num efluente de melhor qualidade.

6.2 DESCRIÇÃO DO SISTEMA DE FLOTAÇÃO

A flotação é um processo que envolve três fases: líquida, sólida e gasosa. É utilizado para separar partículas suspensas ou materiais graxos ou oleosos de uma fase líquida. A separação é produzida pela combinação de bolhas de gás, geralmente o ar, com a partícula, resultando num agregado, cuja densidade é menor que a do líquido e portanto, sobe à superfície do mesmo, podendo ser coletada em uma operação de raspagem superficial (METCALF & EDDY, 1991).

6.2.1 Tipos de Flotação

Existe uma variedade de técnicas para introduzir as bolhas de ar necessárias para a separação sólido-líquido por flotação e, exceto a flotação gravitacional natural, onde as partículas tem peso específico menor que o líquido que as contêm, os processos de flotação podem ser classificados de acordo com o método de produção das bolhas.

A eletroflotação é um processo utilizado para tratamento de efluentes radioativos, despejos com tintas e emulsões de pintura, no qual a obtenção das bolhas de H_2 e O_2 é feita por eletrólise da água.

Em suspensões de algas, pode ocorrer a autoflotação, caso elas se tornem suficientemente supersaturadas com o oxigênio dissolvido da fotossíntese.

Na flotação por ar disperso, a formação de bolhas de ar é feita por agitação do líquido, à pressão atmosférica, e os diâmetros das bolhas produzidas são relativamente grandes, cerca de 1.000 μm , quando comparados com o tamanho dos sólidos (MAIA & BEZERRA, 1981).

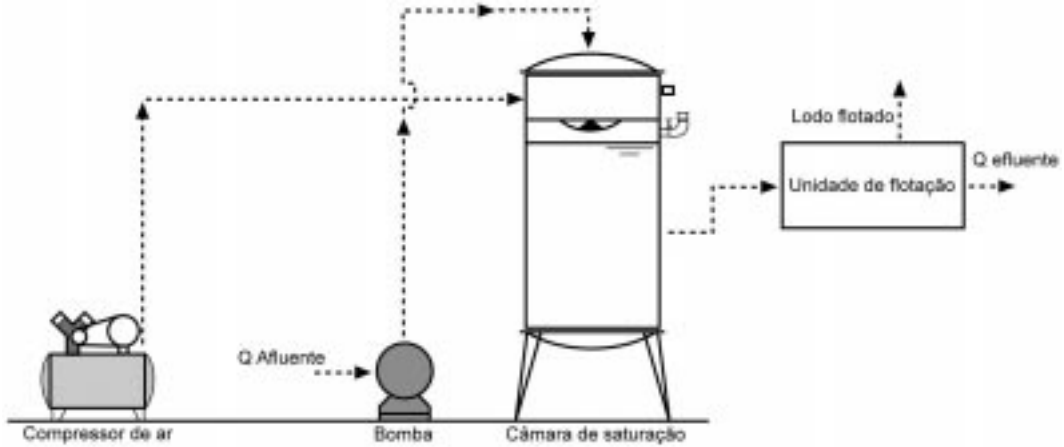
Na flotação por ar dissolvido, as bolhas são produzidas pela supersaturação do líquido, com o ar, podendo ser efetuada a vácuo ou a pressão. No caso da floculação a vácuo por ar dissolvido, ou simplesmente flotação a vácuo, o líquido é saturado com ar, à pressão atmosférica e, em seguida, é aplicado vácuo ao líquido, quando são formadas as bolhas de ar. Na flotação por ar dissolvido por pressurização, ou simplesmente flotação por ar dissolvido (FAD), o ar é injetado na entrada de uma câmara de saturação, enquanto o líquido se encontra sob pressão. No interior dessa câmara ocorre a dissolução de ar na massa líquida pressurizada, sendo, em seguida, o líquido

exposto a condições atmosféricas. A redução brusca de pressão provoca o desprendimento do ar na forma de minúsculas bolhas, que aderem às partículas em suspensão, flutuando à superfície. VRABLIK (1953) mostrou que as bolhas liberadas após a pressurização (140 a 350 kPa), variam de tamanho, de 30 a 120 μm . A flotação por ar dissolvido (FAD) permite maior flexibilidade ao processo, porque pode utilizar uma faixa de pressão maior, possibilitando um controle mais eficiente da quantidade de ar desprendido que, aliado ao pequeno tamanho das bolhas, constitui a principal vantagem no tratamento de efluentes.

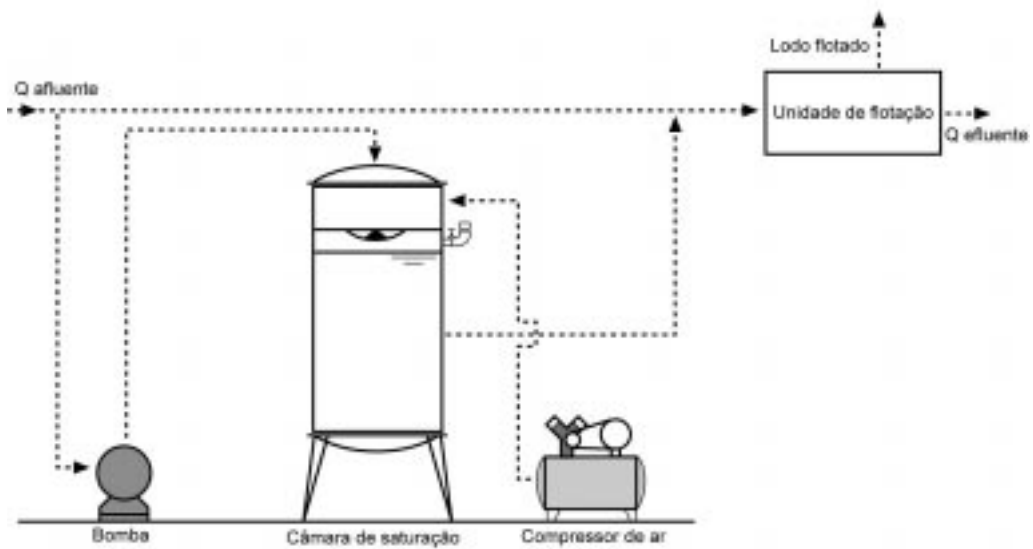
6.2.2 Flotação por Ar Dissolvido

Os sistemas de FAD são utilizados de três formas, dependendo do método de pressurização empregado: pressurização total, parcial e com recirculação, como ilustra a Figura 6.1.

a) Sistema de flotação com pressurização total da vazão afluente



b) Sistema de flotação com pressurização parcial da vazão afluente



c) Sistema de flotação por ar dissolvido com recirculação pressurizada (FAD)

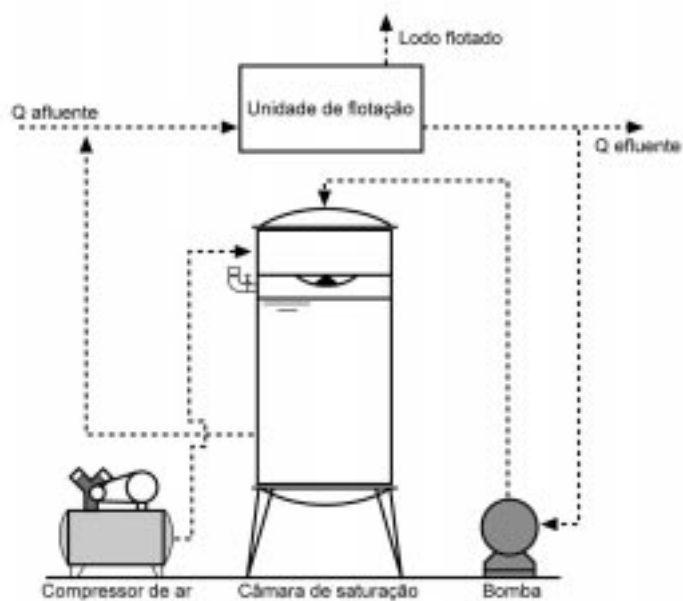


Figura 6.1 - Modalidades da flotação por ar dissolvido, com pressurização (FAD)
Fonte: REALI (1991)

Na flotação por ar dissolvido com pressurização total do efluente, a totalidade de vazão afluente é pressurizada. Normalmente, é utilizada quando o líquido a ser clarificado possui material em suspensão que possa ser submetido à intensa agitação, o que é realizado pela bomba de pressurização (Figura 6.1a).

A flotação por ar dissolvido com pressurização parcial do afluente é semelhante ao caso anterior, diferindo apenas no fato de que, neste caso, somente uma parte da vazão afluente é pressurizada (Figura 6.1b).

Na flotação por ar dissolvido com recirculação pressurizada ocorre a pressurização de uma parcela do afluente já clarificado, recirculando e misturando a mesma com o afluente. Esta variação é aconselhável nos casos onde estão presentes no afluente partículas frágeis (flocos, por exemplo), as quais sejam suscetíveis de quebra de estrutura ao passarem pela bomba (Figura 6.1c).

A modalidade mais comumente empregada no tratamento de esgotos sanitários e de águas para abastecimento é a flotação por ar dissolvido com recirculação pressurizada. Isto deve-se principalmente por se ter a presença de flocos (frágeis) formados pela coagulação prévia das partículas a serem submetidas à flotação. Tais flocos não resistiriam aos esforços cizalhantes inerentes às outras modalidades. Desta forma, neste capítulo serão comentados apenas os aspectos operacionais e de projeto relacionados a essa modalidade de flotação, e que será designada simplesmente por FAD. A Figura 6.2 ilustra um esquema típico de sistema FAD aplicada ao tratamento de águas residuárias precedido de coagulação química.

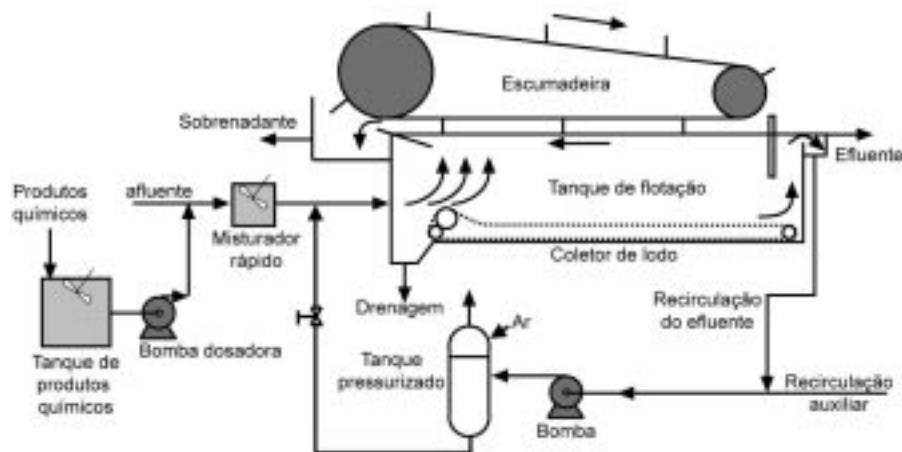


Figura 6.2 - Flotação por ar dissolvido, com recirculação pressurizada (FAD), aplicada ao tratamento físico-químico de águas residuárias
Fonte: METCALF & EDDY (1991)

a) Tamanho das Bolhas

Um dos fatores essenciais que determinam o sucesso de sistemas FAD é o tamanho das microbolhas de ar presentes no flotador. A faixa recomendada de tamanho de microbolhas situa-se entre 10 e 100 μm , sendo desejável que a maior parte esteja em torno de 50 μm ou menos.

É importante que a "nuvem" de microbolhas de ar produzidas na entrada das unidades FAD seja uniformemente distribuída, permitindo que essas microbolhas exerçam seu papel com o máximo de eficiência. A principal função das microbolhas de ar no processo FAD é, conforme já

comentado, diminuir a densidade dos conjuntos "flocos + bolhas" em relação à densidade da água e, dessa forma, quanto maior o volume de bolhas ligadas aos flocos (ou sólidos), menor a densidade relativa e maior a velocidade ascendente dos conjuntos "flocos + bolhas". Outras funções secundárias das microbolhas, quando o processo FAD é empregado para tratamento de esgotos, são o aumento do nível de oxigênio dissolvido no esgoto tratado, além do arraste de parcela dos gases odoríferos para fora do efluente final.

A título de ilustração da importância do tamanho das microbolhas atuantes no processo FAD, na Tabela 6.1 são mostrados valores de concentração de microbolhas (N_b , em nº de bolhas por mL de suspensão no interior da zona de reação). Para o cálculo dessas grandezas, foi utilizada a modelação do processo de flotação proposto por REALI (1991 e 1994).

Tabela 6.1 - Estimativa da concentração e da distância média entre as microbolhas de ar, presentes no início de uma unidade FAD, em função do diâmetro das microbolhas

Diâmetro das microbolhas (mm)	Concentração (N_b): nº de bolhas por ml de suspensão	Distância média (Δb) entre as microbolhas (mm)
0,01	18.000.000	0,04
0,03	670.000	0,12
0,05	150.000	0,20
0,07	50.000	0,28
0,10	18.000	0,40

Notas: Sistema FAD com as seguintes características: pressão de saturação de 450 kPa; 95% de eficiência no sistema de saturação; 15% de recirculação pressurizada; temperatura do líquido igual a 20 °C.

Fonte: Cálculos efetuados com base no modelo proposto por REALI (1991)

Com relação aos dados mostrados na Tabela 6.1, pode ser visto que, para a flotação por ar dissolvido, quanto menor o tamanho médio das microbolhas de ar geradas no interior do flotor, mais eficiente será o processo, pois maior será a probabilidade de colisão entre as bolhas de ar e os flocos em suspensão e maior também a chance de se ter uma ligação mais estável entre as microbolhas e os flocos. Esse último fato é devido à velocidade ascensional, que cresce diretamente com o quadrado do diâmetro das microbolhas. Assim, bolhas maiores tenderão a se desprender mais facilmente da superfície dos flocos, após a colisão, devido às suas maiores velocidades ascensionais.

Além disso, segundo ETTILT (1964), bolhas de ar menores necessitam deslocar menos líquido da superfície dos sólidos (flocos) aos quais devam aderir, sendo, portanto, mais fácil sua aderência que a das bolhas maiores. Ademais, devido às menores velocidades ascensionais das bolhas menores, as mesmas apresentam maior tempo de permanência no interior do flotor, melhorando apreciavelmente a oportunidade de contato entre as bolhas e os flocos a serem removidos.

A título de ilustração, pode ser destacado que, para uma bolha de ar com diâmetro igual a um décimo do diâmetro de outra bolha, equivaleria um tempo de detenção 100 vezes maior que o tempo de detenção relativo à bolha maior.

Assim, evidencia-se a grande importância que os dispositivos de despressurização da recirculação apresentam em sistemas de FAD. Tais dispositivos são os maiores responsáveis pela definição da distribuição de tamanhos de microbolhas de ar a serem geradas na zona de reação dos flotores. A Figura 6.3 ilustra a importância dos dispositivos de despressurização da recirculação, para dois tipos diferentes de dispositivo de liberação da recirculação, um deles constituído de um bocal patenteado pelo Water Research Centre (WRC), Inglaterra, e o outro constituído de uma simples válvula de agulha (ZABEL, 1982).

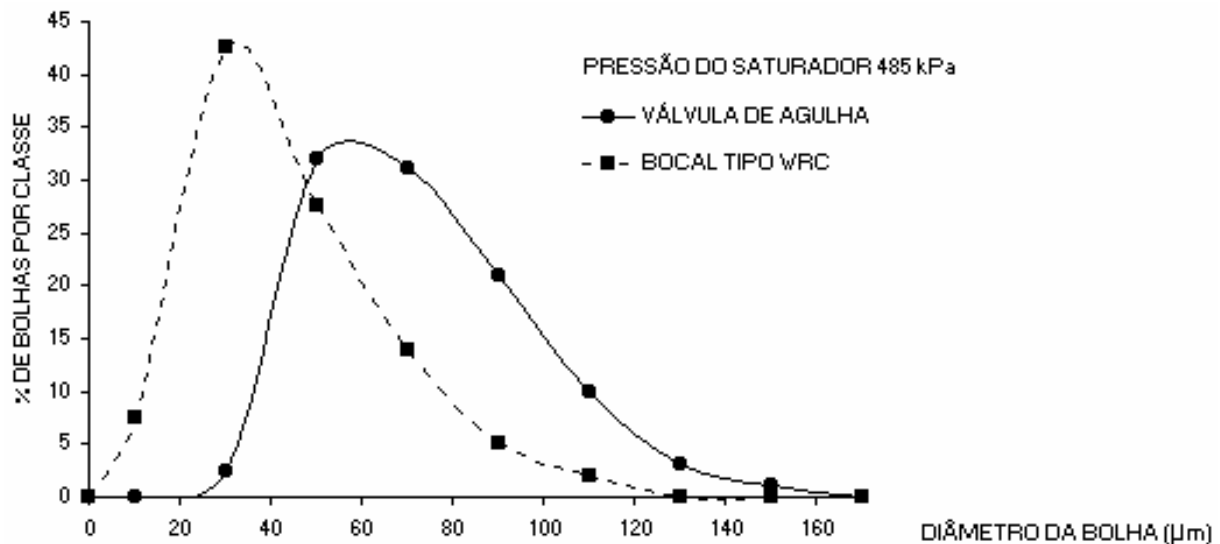


Figura 6.3 - Distribuição de tamanhos de bolhas produzidas por válvula de agulha e bocal tipo WRC.
Fonte: ZABEL (1982)

b) Coagulação e Floculação

Para que a flotação de esgotos sanitários tenha sucesso, além da presença de microbolhas de ar com distribuição de tamanho adequada, é necessário que se promova a coagulação química e a floculação das partículas dispersas na água.

Segundo ODEGAARD (1979), o processo de formação e separação dos flocos pode ser dividido em três etapas: coagulação/precipitação, floculação e separação (sedimentação, flotação ou filtração). Em todas as etapas há a formação de flocos, mas a formação inicial ocorre na primeira etapa. Após a coagulação, as partículas possuem tamanhos na faixa entre $0,5 \mu\text{m}$ e $5 \mu\text{m}$ e são denominadas partículas primárias. Na segunda etapa (floculação), as partículas primárias agregam-se em consequência das colisões promovidas, ocorrendo a formação de flocos maiores, na faixa entre $100 \mu\text{m}$ e $5000 \mu\text{m}$.

Na coagulação, o processo é consumado em questão de segundos e relaciona-se com a química do processo, enquanto na floculação e na separação dos flocos, etapas que demandam tempo superior a alguns minutos, prevalecem os aspectos físicos do processo. Quando sais de ferro, sais de alumínio ou cal são adicionados às águas residuárias, ocorrem pelo menos dois processos diferentes e de interesse ao tratamento: coagulação (ou desestabilização) das partículas (colóides) e precipitação de fosfato solúvel.

O processo de coagulação é responsável pela separação das impurezas associadas a partículas, causando remoção de DBO no esgoto bruto entre 70% e 75% e remoção de sólidos suspensos entre 95% e 98% (ODEGAARD, 1979). Ainda segundo o referido autor, a maioria dos contaminantes presentes nas águas residuárias são constituídos por partículas sólidas ou estão associadas a elas.

As partículas suspensas nas águas residuárias variam entre $0,005 \mu\text{m}$ e cerca de $100 \mu\text{m}$. A dupla camada elétrica existente em sua superfície impede a ligação entre as partículas coloidais. A desestabilização química é conseguida através da adição de produtos químicos desestabilizantes (coagulantes), que aumentam a tendência de agregação ou fixação dos colóides. Os coagulantes mais comuns são sais de ferro ou de alumínio, cal e polímeros orgânicos sintéticos.

Mecanismos de coagulação

Há quatro mecanismos diferentes de coagulação: compressão da camada difusa; adsorção e neutralização de cargas; varredura; adsorção e formação de pontes. Segundo ODEGAARD (1979), todos esses mecanismos, com exceção do primeiro, podem ocorrer no tratamento de águas residuárias.

Adsorção e neutralização de cargas: As macromoléculas naturais ou sintéticas (polieletrólitos) apresentam uma forte tendência de agregação nas interfaces. Os sais de Fe^{3+} e Al^{3+} utilizados como coagulantes, são considerados polieletrólitos, porque formam elementos hidrolisados polinucleares, $\text{Me}_q(\text{OH})_n^{z+}$, que são prontamente adsorvidos na interface partícula-água. Quando uma quantidade de sais de Fe^{3+} ou de Al^{3+} é adicionada à água residuária e esta quantidade é suficiente para exceder a solubilidade máxima do hidróxido do metal correspondente, uma série de reações hidrolíticas ocorrem, originando, desde a produção de $\text{Al}(\text{OH})_2^+$ ou de $\text{Fe}(\text{OH})_2^+$, por exemplo, até a formação de precipitados de hidróxidos de metais.

Nas águas residuárias, dosagens de Fe^{3+} ou de Al^{3+} , suficientes para exceder a solubilidade máxima do hidróxido de metal, são sempre empregadas. Por essa razão, é plausível considerar que a desestabilização dos colóides neste sistema é proporcionada pelos complexos de Fe^{3+} ou de Al^{3+} , que são cineticamente intermediários na eventual precipitação do hidróxido de metal. A quantidade de polímero adsorvido e, conseqüentemente, a dosagem de coagulante necessária para proporcionar a desestabilização dos colóides, dependem da quantidade de colóides presentes. Há, então, uma dependência “estequiométrica” entre a dosagem de coagulante e a concentração de colóides. Essas interações químicas específicas contribuem significativamente para a adsorção, e a desestabilização coloidal é facilmente constatada a partir da verificação de que esses coagulantes, em dosagem adequada, podem causar a reversão das cargas coloidais (ODEGAARD, 1979).

Varredura: Quando um sal de metal, tal como sulfato de alumínio ou cloreto férrico, ou um óxido (CaO), ou um hidróxido de metal, tal como $\text{Ca}(\text{OH})_2$, são empregados como coagulantes, em concentrações suficientemente altas para causar a rápida precipitação de um hidróxido de metal, $\text{Al}(\text{OH})_3$ e $\text{Fe}(\text{OH})_3$, por exemplo, ou de um carbonato de metal, CaCO_3 , as partículas coloidais são envolvidas pelos precipitados e, como este mecanismo não depende da neutralização de cargas dos colóides, a dosagem ótima de coagulante pode não corresponder à concentração de colóides a ser removida (ODEGAARD, 1979).

Adsorção e formação de pontes: Há uma grande variedade de compostos orgânicos sintéticos e naturais caracterizados por grandes cadeias moleculares, que possuem propriedade de apresentar sítios ionizáveis ao longo da cadeia e de atuar como coagulantes. Os polímeros podem ser:

- catiônicos: possuem sítios ionizáveis positivos;
- aniônicos: possuem sítios ionizáveis negativos;
- não iônicos: não possuem sítios ionizáveis;
- anfóliticos: possuem sítios ionizáveis positivos e negativos.

Os polímeros catiônicos tendem a atuar na neutralização das cargas negativas dos colóides das águas residuárias e, geralmente, têm peso molecular da ordem de 10^5 . Os polímeros não iônicos e aniônicos atuam na formação de pontes partícula-polímero-partícula e requerem peso molecular maior que 10^6 para serem efetivos (ODEGAARD, 1979).

Produtos químicos empregados

O grau de clarificação do efluente final depende da quantidade utilizada de coagulante e do cuidado com que o processo é operado. É possível obter efluentes bastante clarificados, livres da matéria orgânica em suspensão ou em estado coloidal. Remoções de 80 a 90% de sólidos suspensos totais, de 40 a 70% de DBO₅, de 30 a 60% de DQO e de 80 a 90% das bactérias, podem ser alcançadas por meio da precipitação química seguida de remoção dos flocos. Os produtos químicos adicionados às águas residuárias interagem com as substâncias que estão normalmente presentes no meio, por meio das reações abaixo (METCALF & EDDY, 1991):

Sulfato de alumínio: Quando o sulfato de alumínio é adicionado à água residuária contendo alcalinidade a bicarbonato de cálcio, a reação resultante pode ser assim descrita:



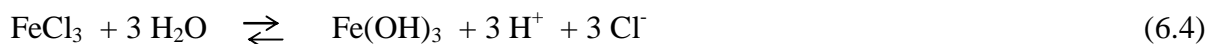
Caso a alcalinidade disponível seja insuficiente, esta deve ser adicionada. A cal é comumente utilizada para este fim, mas raramente essa medida é necessária no tratamento de esgotos sanitários.

O conhecimento da solubilidade das diversas espécies hidrolisadas de alumínio, presentes em diferentes valores de pH, é de grande importância, pois os mecanismos da coagulação dependem da concentração de cada espécie na solução.

Cal: Quando a cal é adicionada ao efluente, ocorrem as seguintes reações:



Cloreto férrico: As reações para o cloreto férrico no tratamento de águas residuárias são:



O conhecimento da solubilidade das diversas espécies hidrolisadas de ferro, presentes em diferentes valores de pH, é de grande importância pois os mecanismos da coagulação dependem da concentração de cada espécie na solução.

Cloreto férrico e cal: Quando o cloreto férrico e a cal são utilizados simultaneamente, a reação básica resultante é:



c) Coagulação e Floculação em Sistemas de Flotação por Ar Dissolvido

ZABEL (1984) explica que, no tratamento de água em geral, o pH de coagulação deve ser otimizado, para que se obtenha eficiente clarificação do efluente, o que pode ser feito através de adição de um ácido ou de uma base. A recomendação também é válida para os sistemas de flotação por ar dissolvido (FAD). As condições de dosagem ótima de coagulante podem ser determinadas em equipamentos de flotação, em escala de laboratório, e verificadas em escala real, uma vez que o tempo de detenção hidráulica (θ_h) nos sistemas de FAD são relativamente curtos (aproximadamente uma hora). Ainda mais importante do que a dosagem de coagulante, são as condições de agitação e a manutenção do valor de pH de coagulação adequado. A maioria dos sistemas de FAD são equipados com agitadores rápidos em tanques de mistura rápida. Em sistemas de grande porte, para garantia de coagulação eficiente, a mistura pode ser realizada ao longo da tubulação afluente, com aplicação do coagulante *in-line*, por meio de dispositivos adequados.

Quanto à floculação de água bruta antecedendo a flotação, ZABEL (1984) comenta que a agitação fornecida deve ser suficiente para promover a colisão das partículas primárias, visando o crescimento do floco. As unidades de floculação são constituídas, geralmente, por dois ou mais tanques de volumes iguais, associados a equipamentos de agitação lenta. O tempo de floculação depende das características da água bruta, mas, em geral, assume valores entre 12 a 20 min.

Além disso, o grau de agitação também é muito importante e é denominado gradiente médio de velocidade de floculação. O referido autor comenta que, em estudo realizado, o valor otimizado de gradiente médio de velocidade de floculação foi de 70 s^{-1} . Uma alternativa para a agitação mecânica é a agitação hidráulica, realizada na tubulação afluente ao sistema. Com isso, o tempo de floculação poderia ser reduzido para cinco minutos, mas o gradiente médio de velocidade deveria ser elevado para 150 s^{-1} .

AMIRTHARAJAH (1989), ao estudar a influência dos valores de gradiente de velocidade para a mistura rápida (G_m), relata que os melhores resultados no tratamento, com cloreto férrico, de partículas com tamanho médio de $3 \mu\text{m}$, foram conseguidos com G_m entre 700 e 1000 s^{-1} , ou acima de 3500 s^{-1} . Quando o tamanho médio das partículas foi aumentado para $6 \mu\text{m}$, os valores ótimos de G_m variaram entre 800 e 1000 s^{-1} e acima de 3000 s^{-1} . Quanto ao uso de polímeros orgânicos, o referido autor explica que os mecanismos de coagulação resultantes da adição desses polímeros são a neutralização de cargas e a formação de pontes entre partículas (ver Figura 6.4). Os valores elevados de gradiente de mistura rápida não são essenciais para uma coagulação eficiente quando os polímeros são utilizados pois, diferentemente dos coagulantes inorgânicos (sais de ferro ou de alumínio, por exemplo), não ocorrem reações de adsorção dos colóides e de precipitação dos hidróxidos, reações competitivas entre si. Além disso, valores elevados de gradiente de velocidade podem provocar quebra dos flocos, diminuindo a eficiência da coagulação/floculação. Desta forma, o autor indica valores de gradiente de mistura rápida entre 400 e 650 s^{-1} e tempo de mistura rápida entre 30 e 60 s .

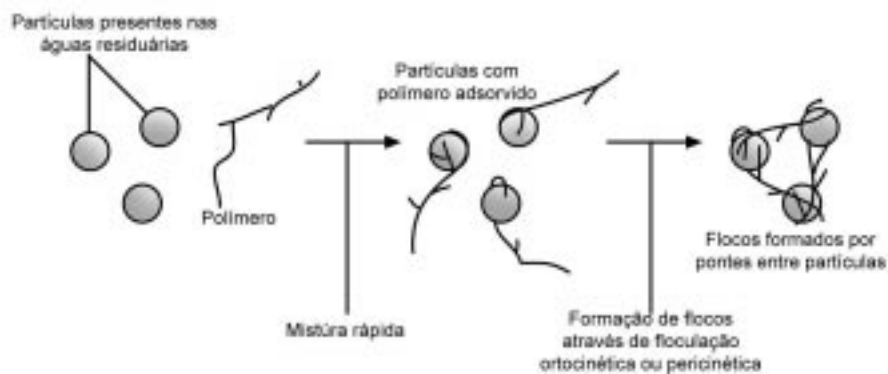


Figura 6.4. Definição esquemática da formação de pontes entre partículas com aplicação de polímeros orgânicos.

Fonte: METCALF & EDDY (1991)

BRATBY (1982) investigou a eficiência da flotação por ar dissolvido aplicada no tratamento de esgotos sanitários quimicamente precipitados, na Estação de Tratamento de Esgotos de Brasília – Sul (ETEB-Sul). O sistema de tratamento existente na ETEB-Sul baseava-se no processo de lodos ativados e o efluente final era encaminhado diretamente ao Lago Paranoá, bastante eutrofizado naquela época. O sistema não era capaz de tratar toda a vazão afluente ($0,90 \text{ m}^3/\text{s}$) e, desta forma, a vazão excedente ($0,45 \text{ m}^3/\text{s}$), após sedimentação primária, era desviada do sistema de lodos ativados e encaminhada diretamente ao Lago Paranoá. Essa operação (“*by-pass*”) era realizada durante todo o ano e estava prevista ampliação futura desse sistema, de modo a tratar a vazão total afluente.

Os experimentos realizados pelo autor visavam testar a possibilidade de instalação de um sistema de flotação por ar dissolvido para tratamento da vazão excedente, enquanto o sistema existente não fosse ampliado. Após a ampliação, o sistema de FAD poderia ser utilizado no tratamento físico-químico terciário, como polimento final. Além disso, o sistema de FAD poderia atuar como tratamento convencional, em caso de vazão afluyente extremamente elevada e não suportada pela ETEB-Sul. As características do esgoto, após sedimentação primária, mantiveram-se praticamente constantes ao longo dos ensaios: DQO de 300 mg/L, sólidos suspensos totais de 150 mg/L, fosfato total igual a 3,0 mg/L e pH ao redor de 6,5. Os experimentos foram realizados em unidade piloto de flotação com seção circular. A introdução do coagulante, sua mistura com o esgoto (coagulação) e a floculação eram realizadas “*in-line*”, na tubulação de acesso à câmara de flotação.

O autor testou três produtos químicos diferentes para o tratamento químico: cloreto férrico, sulfato de alumínio e cal hidratada. O sulfato de alumínio foi escolhido após análise do custo do produto químico e da qualidade do lodo gerado. Durante os ensaios, com o efluente do decantador primário e após adição de 80 mg/L de sulfato de alumínio, o sistema de FAD removeu 97% de sólidos suspensos totais, 84% de DQO e 92% de fosfato total. Verificou-se, também, que o tempo de detenção de 30 s no interior da tubulação, durante a mistura rápida, proporcionou floculação suficiente para garantir a eficiência da flotação. Nenhuma alteração na eficiência da flotação foi observada com a variação da pressão no interior da câmara de saturação (entre 345 e 896 kPa), desde que a fração de recirculação fosse devidamente alterada, de forma a manter a relação ar/sólidos ao redor de 0,12 na câmara de flotação.

O teor de sólidos do lodo flotado obtido nos ensaios chegou a 8,3%. O espessamento do lodo flotado foi realizado em filtro-prensa em escala piloto, com três diferentes formas de condicionamento: com cal, com polímero aniônico e sem condicionamento algum. Após condicionamento com cal, o teor de sólidos do lodo espessado atingiu 40%. Com polímero aniônico, o teor de sólidos alcançou 22%, enquanto, sem condicionamento algum, o teor de sólidos obtido foi igual a 17%.

d) Fósforo no Esgoto Sanitário

ESTEVES apud PENETRA (1998) comenta que a importância do fósforo nos sistemas biológicos deve-se à sua participação em processos fundamentais do metabolismo dos seres vivos, tais como: armazenamento de energia (forma uma fração essencial da molécula de ATP) e estruturação da membrana celular (através de fosfolipídeos). O fósforo é o principal fator limitante da produtividade da maioria das águas continentais e tem sido apontado como o principal responsável pela eutrofização artificial destes ecossistemas. Todo fósforo presente em águas naturais, seja na forma iônica, seja na forma complexada, encontra-se sob a forma de fosfato. Atualmente, a maioria dos pesquisadores tem empregado uma classificação sumária, que agrega as várias formas em apenas cinco: fosfato particulado (P-particulado), fosfato orgânico dissolvido (P-orgânico dissolvido), fosfato inorgânico dissolvido ou ortofosfato ou fosfato reativo (P-orto), fosfato total dissolvido (P-total dissolvido) e fosfato total (P-total).

Dentre as formas de fosfato, o P-orto assume maior relevância, por ser a principal forma assimilada pelos vegetais aquáticos, e pode ser encontrado sob diferentes espécies iônicas, em função do pH do meio.

Ainda segundo o autor, o fosfato presente em ecossistemas aquáticos continentais tem origem em fontes naturais (rochas de bacias de drenagem, material particulado presente na atmosfera e fosfato, resultante da decomposição de organismos de origem alóctone) e artificiais (esgotos

domésticos e industriais, fertilizantes agrícolas e material particulado de origem industrial, presente na atmosfera).

A disponibilidade de nitrogênio e fósforo nas águas superficiais tende a causar um crescimento excessivo da vida aquática, que utiliza esses elementos para sua síntese celular (notadamente os organismos autotróficos, como algas). Desta forma, pode ocorrer um desenvolvimento explosivo de biomassa (autotrófica) nas águas, quando nitrogênio e fósforo estão disponíveis em abundância. Esta biomassa pode produzir oxigênio dissolvido (OD), durante o dia, pela fotossíntese, mas à noite haverá consumo de oxigênio e a concentração de OD pode atingir níveis baixos demais para sustentar a vida de outros (macro)organismos. Essa deterioração da qualidade da água é denominada eutrofização (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

NESBITT (1969) faz o seguinte comentário: “*O carbono, o nitrogênio e o fósforo são elementos nutricionais necessários para a produção de algas e plantas verdes. Já que o carbono está prontamente disponível na maioria das águas como bicarbonato e o nitrogênio pode ser assimilado da atmosfera por algumas plantas aquáticas (além de ser de difícil remoção das águas residuárias), o fósforo tem sido escolhido por muitos pesquisadores como um nutriente a ser controlado. Recentemente, entretanto, alguma atenção está sendo dada ao controle de nitrogênio*”. O autor ressalta que, em 1967, 85% do fósforo afluente ao Lago Erie era proveniente de águas residuárias municipais. O “*bloom*” de algas, decorrente do processo de eutrofização, tende a ocorrer quando a concentração de nitrogênio e fósforo inorgânicos excede, respectivamente, 0,3 mg/L e 0,01 mg/L (SAWYER apud METCALF & EDDY, 1991).

O fósforo presente nos esgotos sanitários é oriundo das seguintes fontes: de águas pluviais carreadoras de resíduos urbanos; de resíduos humanos; de usos comerciais e industriais; de detergentes sintéticos e produtos de limpeza doméstica (JENKINS & HERMANOWICZ, 1991). Os esgotos sanitários geralmente apresentam entre 4 e 15 mg/L de fósforo (METCALF & EDDY, 1991).

YEOMAN *et al.* (1993) relatam que o interesse pelo fósforo tem aumentado nos últimos anos, devido ao aumento da eutrofização das águas. Uma das soluções é o tratamento químico, visando especificamente a remoção de fósforo nos pontos de origem, reduzindo sua carga de lançamento nos corpos d'água. Excelentes remoções de fósforo podem ser conseguidas utilizando coagulantes comuns, tais como o sulfato de alumínio e o cloreto férrico, apesar das alterações na qualidade e na quantidade do lodo produzido.

A química da remoção de fósforo

A remoção do fosfato das águas residuárias envolve a incorporação do fosfato em uma forma particulada (sólidos suspensos) e, na seqüência, a remoção dos sólidos suspensos. Os tipos de sólidos suspensos nos quais os fosfatos podem ser incorporados são biológicos (microrganismos) ou químicos (fosfatos de metal precipitados pouco solúveis). A precipitação química do fosfato é necessária quando os limites de emissão de fósforo são menores do que aqueles alcançados pelo tratamento biológico. A precipitação do fosfato é conseguida pela adição de um metal, o que acarreta a formação dos fosfatos precipitados pouco solúveis. Este metal pode ser o cálcio (Ca^{2+}), o ferro (Fe^{2+} ou Fe^{3+}) ou o alumínio (Al^{3+}). Os sais normalmente empregados são a cal ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), o sulfato de alumínio ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), o aluminato de sódio (NaAlO_2), o cloreto férrico (FeCl_3), o sulfato férrico ($\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$), o sulfato ferroso (FeSO_4) e o cloreto ferroso (FeCl_2).

O conhecimento da natureza dos fosfatos formados pela adição destes precipitantes às águas residuárias, de sua solubilidade e de suas variações de solubilidade, de acordo com as condições da solução, é essencial para a previsão e o controle dos resultados da remoção química de

fosfato. Uma lista de alguns sólidos que podem ser formados é apresentada na Tabela 6.2. É importante ressaltar que outros sólidos que não contenham fosfato também podem ser formados. Durante sua formação, estes sólidos consomem uma parcela dos precipitantes e há produção adicional de lodo. (JENKINS & HERMANOWICZ, 1991).

Os fatores que afetam a escolha de determinado produto químico, visando remoção de fósforo são (METCALF & EDDY, 1991):

- concentração de fósforo afluente;
- concentração de sólidos suspensos nos esgotos;
- alcalinidade;
- custos do produto químico (inclusive transporte);
- fornecimento garantido do produto;
- unidades para manipulação do lodo;
- meios adequados para disposição final;
- compatibilidade com outros processos.

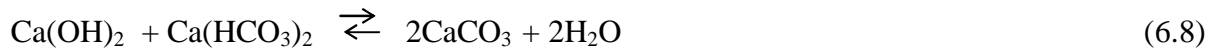
Tabela 6.2 – Precipitados formados durante a precipitação química do fosfato.

Metal	Precipitado	pH	Comentário
Ca ²⁺	Vários fosfatos de cálcio, ex.: Fosfato de β-tricálcio: Ca ₃ (PO ₄) ₂ (s) Hidroxiapatita: Ca ₅ (OH)(PO ₄) ₃ (s) Fosfato de dicálcio: CaHPO ₄ (s)	≥ 10	Produz as menores concentrações residuais de P. A alcalinidade da água determina a dosagem por causa da formação de CaCO ₃ .
	Carbonato de cálcio: CaCO ₃	≤ 9,5	P residual entre 1 e 2 mg/L.
Fe ²⁺	Fosfato ferroso: Fe ₃ (PO ₄) (s) Fosfato férrico: Fe _x (OH) _y (PO ₄) ₃ (s) Hidróxido ferroso: Fe(OH) ₂ (s) Hidróxido férrico: Fe(OH) ₃ (s)	6 a 8,5	Há alguma oxidação de Fe ²⁺ a Fe ³⁺ .
Fe ³⁺	Fosfato férrico: Fe _x (OH) _y (PO ₄) _z (s) Hidróxido férrico: Fe(OH) ₃ (s)	6 a 8,5	
Al ³⁺	Fosfato de alumínio: Al _x (OH) _y (PO ₄) ₃ (s) Hidróxido de alumínio: Al(OH) ₃ (s)	6 a 8,5	

Fonte: JENKINS & HERMANOWICZ (1991) e DROSTE (1997).

Produtos químicos empregados

Cálcio: A cal ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), quando adicionada à solução, reagirá com a alcalinidade natural do esgoto e precipitará CaCO_3 , conforme a seguir.



Caso o valor de pH do esgoto aumente além de 10, o excesso de íons de cálcio reagirá com o fosfato, conforme a seguir, para precipitar a hidroxilapatita $\text{Ca}_{10}(\text{PO}_4)_6(\text{OH})_2$.



Por causa da reação da cal com a alcalinidade do esgoto, a quantidade de cal necessária, em geral, será independente da quantidade de fósforo presente e dependerá basicamente da alcalinidade do esgoto. A quantidade de cal necessária para precipitar o fósforo no esgoto é, tipicamente, de 1,4 a 1,5 vezes a alcalinidade total, expressa em $\text{mg CaCO}_3/\text{L}$ (METCALF & EDDY, 1991). A curva de solubilidade para o “fosfato de cálcio”, mostrada na Figura 6.5, é uma das muitas que poderiam ter sido construída, tendo em vista a ampla variedade possível de formação de fosfatos de cálcio. Entretanto, a curva apresentada refere-se somente a CaCO_3 (s) (calcita) e a $\text{Ca}_5(\text{OH})(\text{PO}_4)_3$ (s) (hidroxilapatita). A curva indica que, para alcançar baixa concentração residual de ortofosfato solúvel, o pH deve ser elevado a valores maiores que 10 (JENKINS & HERMANOWICZ, 1991).

A cal é menos utilizada no tratamento de águas residuárias por causa do aumento substancial na massa de lodo, quando comparado aos sais de metal, e devido a problemas de operação e manutenção, associados à manipulação, estocagem e dosagem da cal (METCALF & EDDY, 1991).

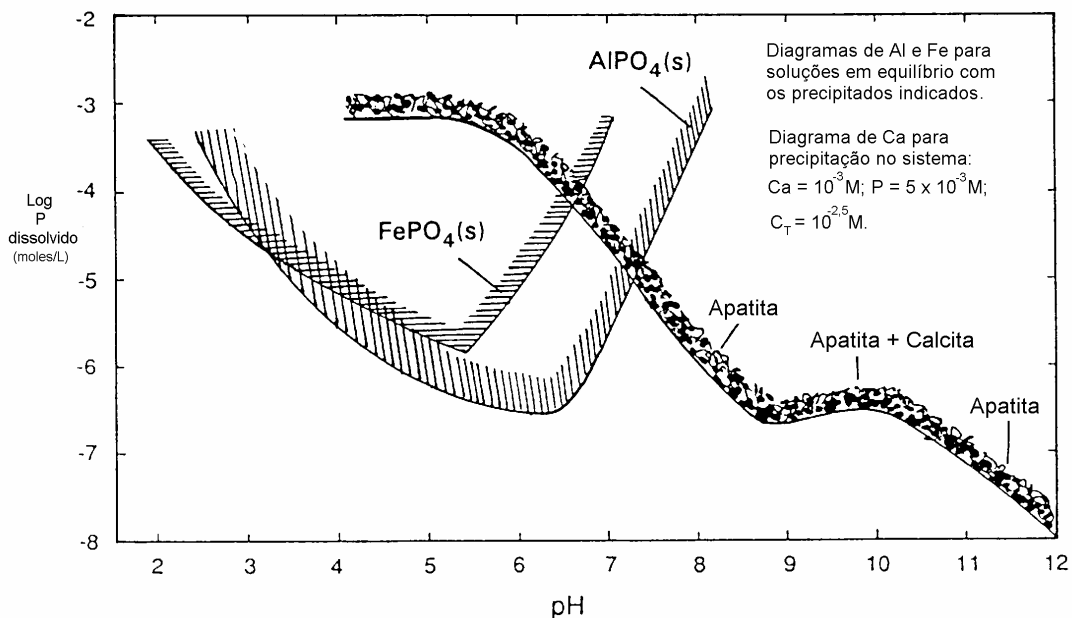
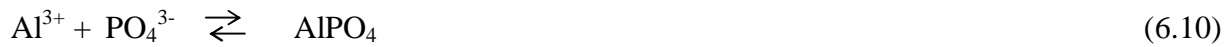


Figura 6.5. Diagramas de equilíbrio de solubilidade para fosfatos de Fe, Al e Ca.
 Fonte: JENKINS & HERMANOWICZ (1991).

Sais de alumínio e de ferro: Quando sais de ferro ou de alumínio são adicionados às águas residuárias brutas, eles reagem com o ortofosfato solúvel e produzem um precipitado, segundo as reações:

▪ Alumínio



▪ Ferro



Em águas com baixa alcalinidade, devido ao consumo de OH^- , a adição de uma base ocasionalmente pode ser necessária para manter o pH entre 5 e 7. Os sais de alumínio e de ferro são geralmente utilizados em uma razão molar na faixa entre 1 a 3 íons de metal para 1 íon de fósforo. A razão molar exata de aplicação é determinada por meio de ensaios e depende das características da água residuária e da remoção desejada de fósforo (METCALF & EDDY, 1991).

As curvas de solubilidade de $\text{FePO}_4(\text{s})$ e de $\text{AlPO}_4(\text{s})$ têm formas similares, conforme Figura 6.5. A solubilidade mínima do $\text{FePO}_4(\text{s})$ está ao redor de pH 5,3, enquanto a do $\text{AlPO}_4(\text{s})$ está por volta de pH 6,3. A solubilidade mínima do $\text{AlPO}_4(\text{s})$ aparenta ser menor do que a do $\text{FePO}_4(\text{s})$. Essas duas curvas foram desenvolvidas a partir do precipitado formado pela adição gradual do reagente químico $\text{FePO}_4(\text{s})$ ou $\text{AlPO}_4(\text{s})$ à água destilada, em laboratório.

Com relação à dosagem de ferro necessária para precipitação de fosfato, duas regiões predominantes podem ser identificadas na curva da Figura 6.6. Uma região “estequiométrica”, com altas concentrações efluentes de fósforo, e uma região de “equilíbrio”, com baixas concentrações efluentes de fósforo. Na região estequiométrica, a remoção de ortofosfato solúvel é estequiometricamente proporcional à adição de sal de metal, enquanto na região de equilíbrio são necessários incrementos cada vez maiores na dosagem química, para remoções cada vez menores de ortofosfato solúvel.

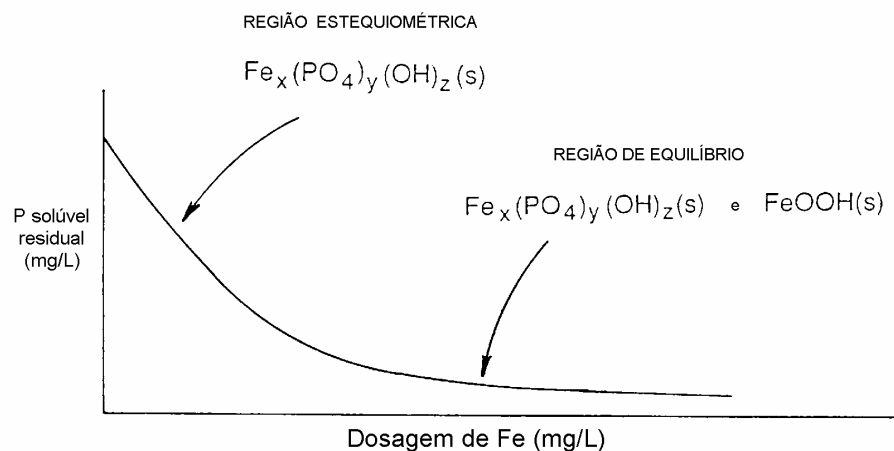


Figura 6.6. Curva característica da concentração de ortofosfato residual em função da dosagem de Fe.

Fonte: JENKINS & HERMANOWICZ (1991)

PENETRA (1998), ao estudar a remoção de fosfato de efluentes de reatores anaeróbios através da coagulação química com cloreto férrico e posterior separação dos flocos pelo uso da flotação por ar dissolvido, observou comportamento da remoção de fosfato bastante semelhante àquele divulgado por JENKINS; HERMANOWICZ (1991), conforme observado na Figura 6.7. O autor também constatou que dosagens acima de 65 mg/L de cloreto férrico (22,4 mg Fe/L) resultaram em remoção de pequenas frações adicionais de fosfato total (Figura 6.7).

6.3 A FLOTAÇÃO COMO PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTES ANAERÓBIOS

6.2.3 Experiência da SANEPAR

Devido as características favoráveis à coagulação química que os efluentes anaeróbios apresentam, JÜRGENSEN & RICHTER (1994) estudaram a flotação como pós-tratamento de efluentes anaeróbios de reatores tipo UASB. Essas características incluem concentração de sólidos totais suficientemente baixa, pH entre 6,5 e 7,5 e alcalinidade suficiente para as reações com coagulantes metálicos (sulfato de alumínio, cloreto férrico etc).

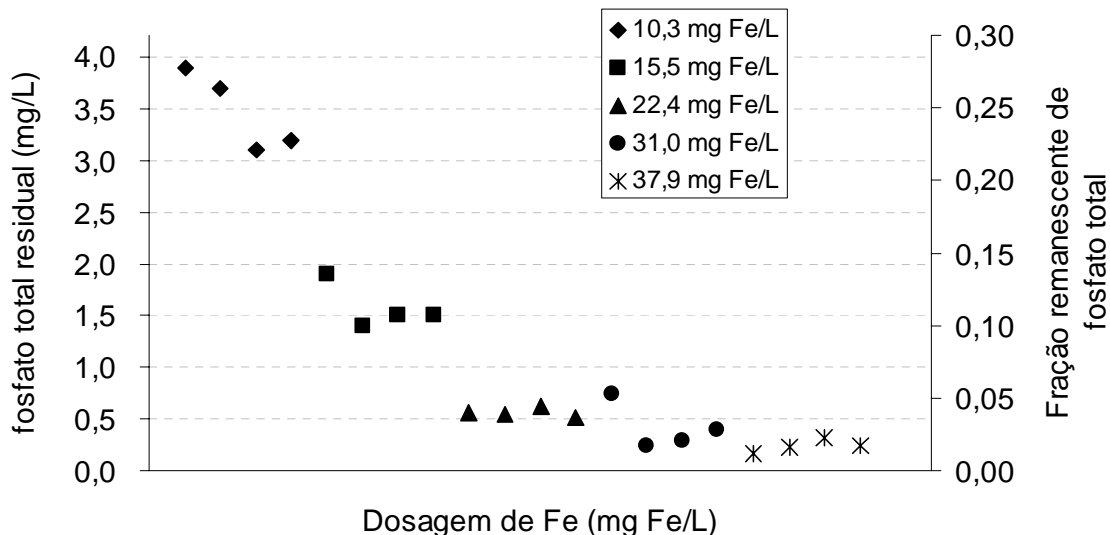


Figura 6.7. Comportamento característico da concentração de fosfato total residual, em função da dosagem de Fe, observado em ensaios de flotação de efluentes anaeróbios.

Fonte: Adaptado de PENETRA (1998)

O coagulante é aplicado ao efluente do reator anaeróbio, em uma câmara de mistura mecânica ou hidráulica, que proporciona condições adequadas, ou seja, gradiente de velocidade $G > 700 \text{ s}^{-1}$ e tempo de mistura $\theta_h < 5 \text{ s}$, no caso de coagulantes metálicos hidrolisáveis. A seguir, passa aos floculadores, os quais devem ser dimensionados com flexibilidade suficiente em termos de gradientes de velocidade e tempo de floculação, tendo em vista o valor do binário $G\theta_h$, que otimiza a floculação, e a larga faixa de variação de vazão, com que normalmente operam as estações de tratamento de esgotos (variações horárias, diárias e sazonais).

O efluente anaeróbio floculado, ao entrar no tanque de flotação, é misturada com água clarificada, tomada do efluente do flotor e supersaturado de ar a uma pressão de 4 a 6 bar. A

liberação desse efluente à pressão atmosférica (ou próxima dessa), libera o ar em forma de microbolhas com tamanho entre 30 a 70 μm , as quais aderem ao flocos, tomando sua densidade menor que a água, o que os faz flutuar (flotar) a uma velocidade bastante elevada. Isso torna a eficiência da flotação geralmente superior a da decantação, produzindo um efluente clarificado de elevada qualidade, a um menor custo.

Por outro lado, o oxigênio aplicado, através do ar dissolvido na flotação, completa a estabilização da matéria orgânica e reduz ainda mais a concentração de fósforo, e outros nutrientes biológicos, produzindo um efluente de alta qualidade (ver Figura 6.8).

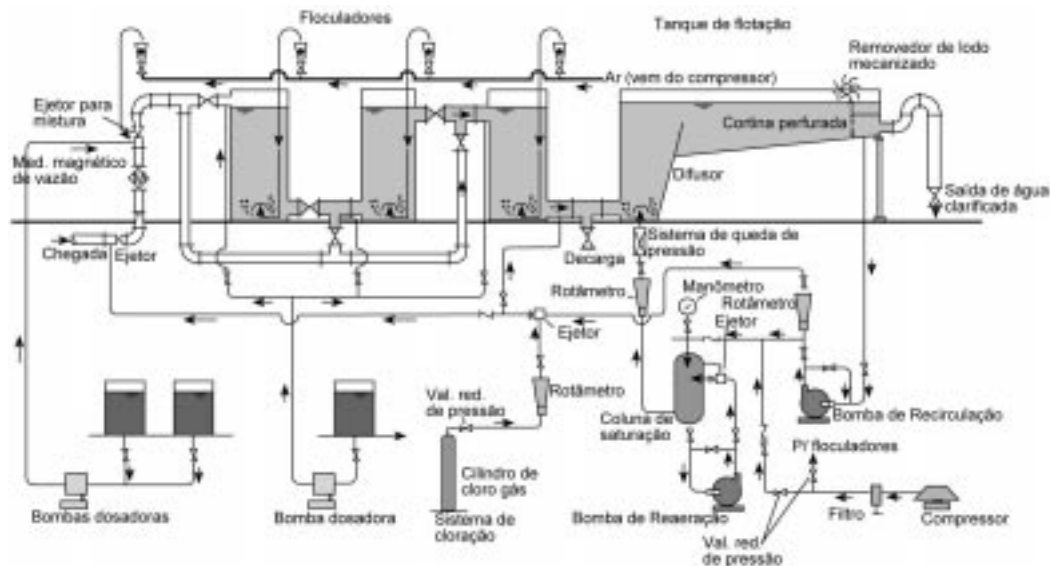


Figura 6.8: ETE Piloto da Cidade de Ponta Grossa – PR;
Fluxograma do Sistema de Floculação/Flotação
Fonte: JÜRGENSEN e RICHTER (1994)

Outras características do sistema, reveladas por JÜRGENSEN & RICHTER (1994) podem ser destacadas como:

- baixo custo de investimento: US\$ 15 a 20 por habitante;
- solução vantajosa para médias e grandes capacidades, recomendável especialmente para áreas habitadas dos mananciais da Região Metropolitana de Curitiba, Londrina etc; o tratamento pode ser complementado com uma filtração rápida, elevando o nível de tratamento a um grau que possibilita o reuso do efluente;
- a desinfecção final pode ser feita de maneira eficiente e segura (não-formação de trihalometanos) com o emprego de cloro (baixo custo) e garantia total de eliminação do perigo da cólera;
- o lodo flotado contém um mínimo de umidade, podendo ser facilmente condicionado em filtros-prensa, leitos de secagem, ou mesmo depositado em aterro sanitário ou controlado. No caso de uso de polímetro natural como coagulante primário, o lodo poderá ser usado com vantagem como um fertilizante orgânico eficiente e seguro.

Durante o ano de 1992, a SANEPAR realizou testes laboratoriais na ETE Ronda, na Cidade de Ponta Grossa – PR, com aplicação do processo de coagulação-floculação e flotação, no efluente do reator anaeróbio. Obteve-se os seguintes resultados: turbidez do efluente inferior a 1 UNT; demanda química de oxigênio inferior a 14mg/L, atingindo em algumas amostras 2 mg/L, resultando em eficiências superiores a 90% em termos de remoção de DQO e SST (JÜRGENSEN & RICHTER, 1994). Em 1995, foi realizado um monitoramento mais intenso da instalação piloto, operando com esgoto anaeróbio. O efluente do flotador apresentou valores de 37 ± 17

mg/L, 9 ± 4 mg/L e 4,4 UNT, respectivamente, para DQO, DBO e turbidez. A remoção de fosfato foi calculada em 97,5%, para um afluente de $2,85 \pm 1,39$ mg/L e efluente final de $0,07 \pm 0,06$ mg/L.

Após o desenvolvimento dos trabalhos junto a ETE Ronda, a SANEPAR projetou, em 1996, a ETE Cambuí (ver fotografias da Figura 6.9), instalação para uma vazão de $360 \text{ m}^3/\text{h}$, cujo início de operação deu-se em abril de 1998. Monitoramento conduzido pela PUCPR no âmbito do PROSAB, revelou para o efluente do flotador valores de 71 ± 12 mg/L, 5 ± 2 mg/L, 30 ± 1 mg/L e $4,1 \pm 2,7$ UNT medidos, respectivamente, como DQO, DBO, SST e turbidez (AISSE *et al.*, 2001).



Figura 6.9 – Vista da unidade de flotação da ETE Cambuí (Campo Largo/PR)

6.3.2 Experiência da EESC/USP

A Escola de Engenharia de São Carlos – EESC/USP desenvolveu vários estudos referentes à flotação de efluentes anaeróbios, em escala de laboratório.

CAMPOS *et al.* (1996) realizaram estudos preliminares em escala de laboratório, com vistas à avaliação da potencialidade do emprego de pós-tratamento por coagulação/ floculação/flotação de efluente de reator anaeróbio tratando esgotos sanitários, visando remoção adicional de DQO, DBO, fósforo, nitrogênio, sólidos suspensos e coliformes. O efluente anaeróbio era proveniente de um reator anaeróbio compartimentado, de volume igual a 11 m^3 e 12 h de tempo de detenção hidráulica, construído na Escola de Engenharia de São Carlos-USP. Os produtos químicos empregados para a coagulação foram o cloreto férrico, o sulfato de alumínio e a cal hidratada.

Durante todos os ensaios, foram mantidos fixos os seguintes parâmetros: mistura rápida: 30 s e gradiente médio de velocidade em torno de 600 s^{-1} ; floculação: 20 min e gradiente médio de velocidade em torno de 40 s^{-1} ; flotação: amostras coletadas com taxa de escoamento superficial (q_A) equivalente a $70 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$, fração de recirculação de 20% (em volume) e pressão de saturação de 450 kPa (22°C).

Os resultados obtidos por CAMPOS *et al.* (1996), a partir do sistema composto por reator anaeróbio de chicanas (11 m^3), flotação por ar dissolvido (escala de laboratório) e desinfecção por radiação ultravioleta (escala piloto), indicaram potencialidade de remoção de DBO superior a 85% e de coliformes fecais superior a 99,999%. Os melhores resultados quanto à remoção de SSV, fósforo, DQO, DBO e turbidez foram obtidos com a aplicação de cal. Entretanto, o uso da

cal resultou em dosagens elevadas e pH efluente ao redor de 9,3. Considerando as remoções obtidas e as dosagens empregadas, o melhor resultado foi obtido através da aplicação de 100 mg/L de cloreto férrico, associada com 50 mg/L de cal. Neste caso, a remoção de DQO e de DBO foram idênticas e iguais a 73%. A remoção de fósforo alcançou 84%, enquanto a de nitrogênio (NTK) chegou a 49%.

Além de promover remoção significativa de DBO e de DQO, o uso de tratamento químico proporcionou valores de remoção de fósforo dificilmente atingidos por processos biológicos. Ainda segundo os autores, o uso de flotação por ar dissolvido, com a adição de cloreto férrico e cal, melhorou a remoção de patogênicos. O lodo flotado pode receber a adição de cal ($\text{pH} > 12$) para efetuar sua desinfecção, podendo ser reaproveitado na agricultura, após um período de repouso. O uso de cloreto férrico em vez de sulfato de alumínio é justificado, pois a presença de ferro em lodos não redonda em aspectos negativos, como aqueles decorrentes da presença de sulfato de alumínio, pois o alumínio é muito danoso ao solo e também pode provocar malefícios aos seres humanos, caso ocorra sua ingestão.

O equipamento (flotateste), desenvolvido por REALI (1991), possibilitou o seguimento de uma série de pesquisas junto ao SHS-EESC-USP. É composto por quatro vasos cilíndricos (2,1 L), independentes entre si, e interligados à câmara de saturação. Para efetuar a floculação, cada vaso possui agitador próprio e, para efetuar a flotação, a câmara de saturação possui entrada de água, proveniente de rede de abastecimento público, e do ar comprimido, proveniente de compressor de ar (REALI *et al.*, 1998) (ver Figura 6.10).

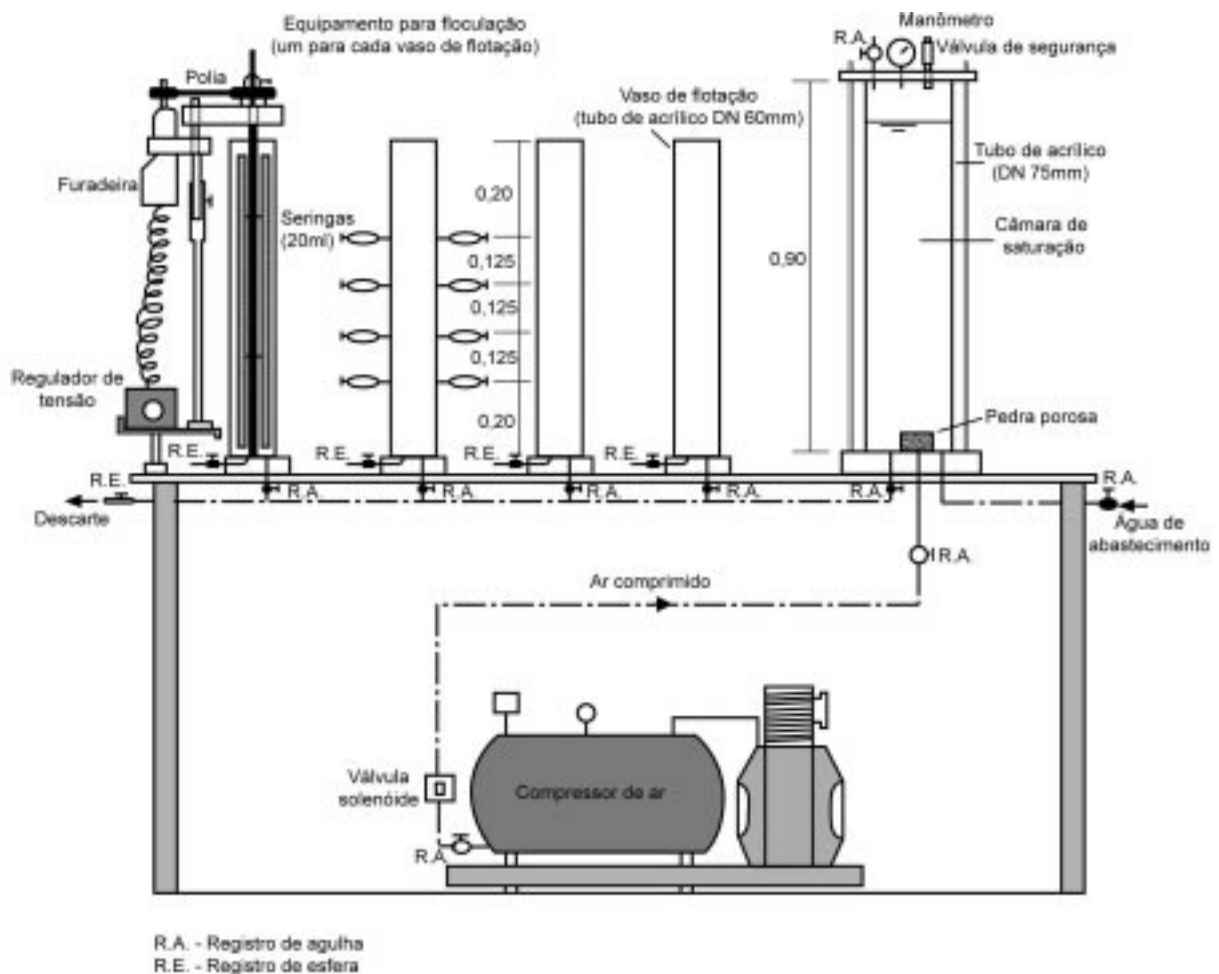


Figura 6.10 – Esquema Geral do Flotateste.
Fonte: REALI (1991)

PENETRA *et al.* (1998) citam os resultados e conclusões de investigação realizada, visando estudar o efeito da dosagem de cloreto férrico e da variação de pH, na eficiência de um equipamento de flotação, em escala de laboratório, alimentado com efluente de reator UASB (18 m³), tratando esgoto doméstico. O tempo de detenção hidráulica no reator UASB era de 8 horas.

Os ensaios foram conduzidos com variação da dosagem do cloreto férrico de 30 a 110 mg/L, e da variação do pH de 5,1 a 7,6 com a aplicação de cal. O tempo de floculação (60 minutos), o gradiente de velocidade (60 s⁻¹), a pressão de saturação (450 kPa) e a fração de recirculação (20%) foram mantidos constantes ao longo dos ensaios. A velocidade de flotação foi variável, entre 5 e 25 cm/min.

Os melhores resultados na remoção da DQO (91%) foram obtidos com dosagem de 65 mg/L de cloreto férrico e pH de 5,3. Nesta dosagem, a remoção de fosfato total, SST, turbidez e cor foram de 95%, 95%, 97% e 92%, respectivamente. A dosagem citada foi também a menor que permitiu uma aparente estabilidade do sistema de flotação, para diferentes velocidades de flotação. Maiores dosagens podem aparentemente não significar aumento na remoção da turbidez, a ponto de justificar custos adicionais associados à aquisição de produtos químicos e à disposição do excesso de lodo.

REALI *et al.* (1998) apresentaram o resultado de investigação realizada com vistas à avaliação do gradiente médio de velocidade (G_f) e do tempo de floculação (θ_{hf}), na eficiência de um equipamento de flotação, em escala de laboratório, alimentado com efluente de reator UASB (18 m³), tratando esgoto doméstico. O tempo de detenção hidráulica no reator UASB era de 8 horas.

Após a realização de ensaios preliminares, foram mantidos constantes a dosagem de cloreto férrico (65 mg/L), as condições de mistura rápida (30s e G_m de 1100 s⁻¹), fração de recirculação de 20%, na etapa de flotação, e pressão de saturação de 450 kPa.

O tempo de floculação de 15 min, associado a valores de G_f entre 50 e 80 s⁻¹, e o tempo floculação de 25 min, associado a valores de G_f em torno de 50 s⁻¹, forneceram valores bastantes satisfatórios e próximos entre si na remoção de turbidez (entre 97 e 98%, para velocidade de flotação entre 5 e 15 cm/min).

A DQO foi positivamente influenciada pelo aumento do tempo de floculação, de 15 para 25 minutos, mas foi reduzida a influência dos diferentes valores de G_f estudados (entre 30 e 100 s⁻¹) na remoção de DQO. Assim, obteve-se eficiências entre 89,1% e 91,5%, com residuais entre 28 e 22 mg/L, para θ_{hf} de 25 min e V_f de 10 cm/min.

Para θ_{hf} de 15 min, associado a G_f de 80 s⁻¹, e para θ_{hf} de 25 min, associado a G_f de 50 s⁻¹, não foi detectada a presença de sulfetos no efluente final. Para essas mesmas condições, verificou-se remoção marginal de NTK, ao redor de 31%. As maiores remoções de fosfato total (em torno de 96%) foram observados nos ensaios com G_f entre 80 e 100s⁻¹, em ambos os tempos de floculação testados. Aparentemente, esses valores de G_f influenciam positivamente a cinética da remoção de fosfato.

PENETRA *et al.* (1999), apresentaram o resultado de investigação realizada mediante variação da fração de recirculação do efluente pressurizado a 450 kPa, com emprego de equipamento de flotação em escala de laboratório, alimentado com o efluente de reator tipo UASB (18m³), tratando esgoto doméstico. O tempo de detenção hidráulico no reator UASB era de 8 horas.

Durante os ensaios de floculação/flotação foram mantidos fixos a dosagem de cloreto férrico (65 mg/L), mistura rápida com tempo de 30 s e G de 1100 s^{-1} , e floculação com tempo de 15 min e G de 80 s^{-1} . A fração de recirculação foi variada de 5 a 30%, em volume, e a velocidade de flotação entre 5 e 25 cm/min.

Como conclusão, a fração de recirculação de 20% (16 a 19 g ar/m³), proporcionou grande estabilidade ao processo e forneceu excelentes resultados quanto à remoção de DQO (85%), de fosfato total (95,4%) e de SST (95,1%). Considerando-se a eficiência global do sistema UASB e flotação, obteve-se até 97% de remoção de DQO (concentração do efluente na faixa de 20 a 30mg/L), até 98% de fosfato total (concentração na faixa de 0,5 a 0,6 mg/L) e até 99% de SST (concentração em torno de 2 mg/L).

Quanto aos parâmetros NTK e sulfetos, foram determinados apenas para a amostra obtida no ensaio, que forneceu a maior remoção de DQO (recirculação de 20%), sendo observadas eficiências de 24,3% (residual de 25,8 mg/L) e 51,9% (residual de 0,52 mg/L), respectivamente.

REALI *et al.* (2000) estudaram o uso de polímero e cloreto férrico na coagulação e flotação de efluente anaeróbio, proveniente de reator de leito expandido, com 14,9 m de altura útil, volume de 32 m³, tratando esgoto da cidade de São Carlos - SP. O reator anaeróbio possuía 6 m³ de carvão ativado, para permitir o desenvolvimento da biomassa, e o equipamento de flotação utilizado era em escala de laboratório.

A grande aglomeração de microbolhas (50 μm de diâmetro), na zona de reação, criou condições satisfatórias para a colisão e fixação destas na superfície dos flocos formados durante a coagulação prévia. Mesmo sem a adição de coagulantes, com velocidade de flotação de 10 cm/min., considerável remoção de pequenos flocos biológicos foi observada, 60% de DQO (residual de 94,5 mg/L), 50% de fosfato e turbidez residual de 20 UNT. As condições de floculação foram mantidas constantes em 20 min, e G_f de 80 s^{-1} , 19 g ar/m³esg., fração de recirculação de 20% e pressão de saturação de 450 kPa, na etapa de flotação.

Para investigar a combinação de cloreto férrico (dosagem de 15 a 65 mg/L) e polímeros (0,25 a 7 mg/L), 26 tipos de polímeros com diferentes características de carga (catiônico, aniônico e não-iônico), densidade de carga (alta, média e baixa) e massa molecular, foram observadas. Os resultados indicaram que, independente da categoria, os polímeros com alta massa molecular e densidade de carga produziram melhores resultados. Geralmente, o polímero catiônico e o não-iônico, com as características anteriormente citadas, apresentaram os melhores resultados.

Segundo os autores, os polímeros foram investigados buscando as reduções do uso de coagulante e da produção de lodo. Quando o reator anaeróbio operou em condição de regime permanente aparente, foi possível reduzir a dosagem de cloreto férrico de 65 a 30 mg/L, aplicando 0,4 mg/L de polímero não-iônico. As análises revelaram reduções de 79% para a DQO (residual 23 mg/L), 86% para o fosfato (residual 0,9 mg/L) e 98% de turbidez (residual de 2,6 UNT). Foi observado também que os flocos tiveram taxas de ascensão significativamente maiores que as obtidas sem o uso dos polímeros, com velocidades de floculação ensaiadas entre 5 e 25 cm/min.

Em etapa subsequente de desenvolvimento dessa mesma linha de pesquisa, REALI *et al.* (2001) investigaram uma unidade FAD em escala real (com capacidade de 10m³/h), aplicada no pós-tratamento do efluente do mesmo reator anaeróbio de leito expandido (tratando esgoto sanitário) descrito nos parágrafos anteriores. Foram obtidas as seguintes eficiências médias de remoção: 89% de DQO (residual de 68mg/L), 96% de sólidos suspensos (residual de 5mg/L) e 89% de remoção de fósforo (residual de 2mg/L). Durante os ensaios foi aplicada dosagem de 65 mg/L de

cloreto férrico. As fotografias da Figura 6.11 mostram as vistas lateral e frontal da unidade de flotação por ar dissolvido utilizada na pesquisa.



Figura 6.11- Sistema de flotação por ar dissolvido com capacidade de 10 m³/h, implantado no Campus-USP de São Carlos, pelo Departamento de Hidráulica e Saneamento, para o pós-tratamento do efluente de reator anaeróbio de leito expandido, tratando esgoto sanitário.

6.3.3 Experiência da CAESB

PINTO FILHO & BRANDÃO (2000) também estudaram, em Brasília - DF, o uso da flotação por ar dissolvido como pós-tratamento de efluentes anaeróbios de reatores tipo UASB. Os trabalhos foram estimulados pelo fato da CAESB já utilizar a FAD no pós-tratamento dos efluentes secundários das ETEs Sul e Norte (processos aeróbios). Utilizou-se uma unidade de flotação, em escala de laboratório, similar à citada por REALI *et al* (1991). No entanto, o coagulante foi o sulfato de alumínio, com melhores resultados na faixa de dosagem de 160 a 240 mg/L.

O aumento do tempo de floculação de 2,5 a 10 min elevou o desempenho da FAD. Contudo, na medida em que o tempo evoluiu para 15 minutos, os flocos visualmente começaram a ficar mais pesados, causando redução na eficiência. Em todos os experimentos, foram mantidos constantes tempo de mistura rápida de 1 minuto, G_m ao redor de 1000 s⁻¹, G_f de 100 s⁻¹ e pressão de saturação de 500 kPa.

A taxa de aplicação na flotação, que revelou melhores resultados, foi de 8,1 m³/m².dia. Ao ser duplicada para 16,2, apresentou notável redução da eficiência. Segundo os autores, a redução na eficiência pode estar associada às características dos sólidos em suspensão presentes nos efluentes do UASB, compostos de grânulos de lodo anaeróbio, de consistência densa, de separação mais difícil por flotação. O emprego de elevadas dosagens de coagulante, adicionando mais massa ao sistema, pode ter sido outro fator prejudicial à FAD, quando operada com taxas de aplicação superiores às utilizadas nas unidades em escala real.

O emprego de taxa de recirculação de 5% revelou-se inadequada ao processo, diante do fornecimento insuficiente de ar para uma flotação eficiente. Taxas de recirculação na faixa de 10% a 20% revelaram-se adequadas, fornecendo dosagens aproximadas de ar de 7 mg/L e 14 mg/L, respectivamente, calculadas de acordo com valores de dissolução de ar citados por REES *et al*.

A FAD, em condições operacionais adequadas, alcançou elevada eficiência, com remoções de 79% para turbidez, 73% para DQO, 74% de turbidez para SST e 99% para PO₄ (filtrado), produzindo um efluente com 7 UNT de turbidez, 77 mg/L de DQO, 16 mg/L de SST e 0,25 mg/L de PO₄ filtrado.

6.4 CRITÉRIOS E PARÂMETROS DE PROJETO

6.4.1 Coagulação e Floculação

A operação de dispersar mais rapidamente e homogeneamente o coagulante no meio líquido é denominada comumente de mistura rápida e pode ser efetuada através de agitação hidráulica ou mecânica. No primeiro caso pode-se utilizar a calha Parshall e no segundo um reator, dimensionados com tempo de detenção hidráulica (θ_h) menor que 30 segundos e gradiente de velocidade (G_m), variando entre 700 e 1500 s^{-1} .

Após a mistura rápida é necessário que haja condições para o desenvolvimento e compactação dos flocos. É conveniente que se faça a floculação escalonada com valores decrescentes de G_f , em três câmaras em série por exemplo, a fim de aumentar o rendimento do processo. Entre os valores mais usuais, citam-se G_f entre 10 e 100 s^{-1} e θ_h de 10 a 30 minutos. Caso seja adotada a floculação mecanizada, a potência requerida para as turbinas de floculação pode ser calculada como:

$$P = \mu \cdot V \cdot G_f^2 \quad (6.14)$$

na qual:

P = potência (kgf.m/s);

μ = viscosidade cinemática do esgoto (kgf.s/m²);

V = volume do reator (m³);

G_f = gradiente de velocidade no floclador (s^{-1}).

A Figura 6.12 ilustra alguns tipos de reatores mecanizados para promover a mistura e a floculação.

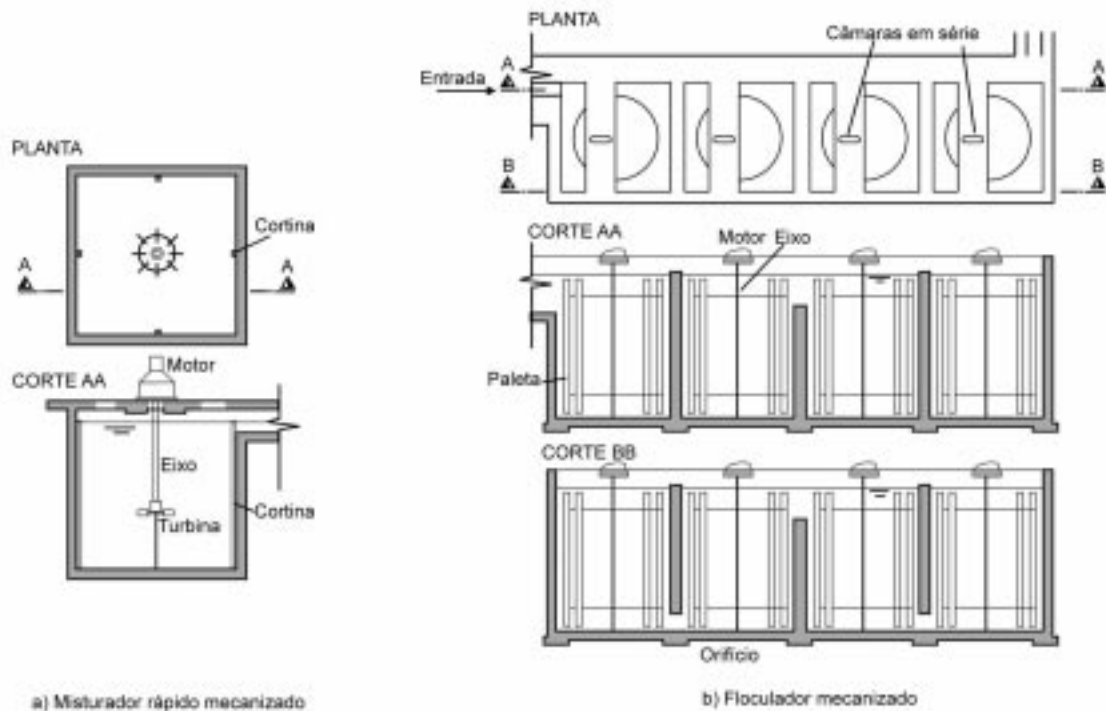


Figura 6.12 Exemplos de Misturador Rápido e Floculador Mecanizados
Fonte: PARLATORE (1987)

6.4.2 Relação Ar-Sólido e Outros Parâmetros de Projeto da Flotação

A eficiência de um sistema de FAD depende, principalmente, da relação ar-sólido, A/S , pois o desempenho do sistema de flotação depende de se ter uma quantidade de bolhas de ar suficiente para flotar substancialmente todos os sólidos suspensos presentes. Se a quantidade de ar for insuficiente, poderá resultar apenas numa flotação parcial dos sólidos e, numa quantidade de ar excessiva, poderá não produzir qualquer melhoria ao sistema. Este parâmetro, A/S , pode ser definido como a relação entre a quantidade de ar liberada da solução e a quantidade de sólidos presentes no afluente (kg de ar /kg SS). Esta relação é variável para cada tipo de suspensão e, por essa razão, deve ser determinada experimentalmente numa célula de flotação de laboratório e posteriormente em escala piloto, se possível.

A relação A/S pode ser correlacionada com a solubilidade do ar, a pressão utilizada e a concentração de sólidos no afluente ao sistema. Para um sistema no qual toda a vazão for pressurizada, esta relação assume a forma:

$$A/S = \frac{\rho_{ar} \times s_a (f \cdot P - 1)}{X_a} \quad (6.15)$$

na qual:

A/S = relação ar-sólido (mg ar/mg SS)

ρ_{ar} = densidade do ar, geralmente igual a 1,3 mg/mL

s_a = solubilidade do ar na água, à pressão atmosférica, função de temperatura (mL/L)

f = fração de saturação do ar dissolvido na pressão P , no saturador, que varia de 0,5 (pressurização total) a 0,8 (com recirculação)

P = pressão absoluta (atm)

X_a = concentração de sólidos afluente (mg/L)

(-1) = leva em conta que o sistema é para ser operado em condições atmosféricas

A equação corresponde para um sistema com pressurização apenas na recirculação é:

$$A/S = \frac{Q_r}{Q} \times \frac{\rho_{ar} \times s_a (f \times P - 1)}{X_a} \quad (6.16)$$

na qual:

Q_r = vazão de recirculação (m³/d)

Q = vazão afluyente a ser tratada (m³/d)

O aumento da relação A/S só pode ser conseguido pelo aumento da quantidade de ar, visto que a quantidade de sólidos suspensos, para uma determinada suspensão, é constante. Além da relação A/S, o projeto das unidades do sistema de FAD envolve a seleção de valores de outros parâmetros, tais como: existência ou não recirculação, pressão de operação, taxa de escoamento superficial e tempo de detenção na câmara de flotação. As variáveis que refletem as características afluentes ao sistema de FAD incluem a vazão, a carga de sólidos, a temperatura do líquido e o tipo e a qualidade dos sólidos afluentes. A Tabela 6.3 mostra os valores usuais desses parâmetros.

Tabela 6.3 – Parâmetros de projeto para um sistema de FAD.

Parâmetro	Faixa de variação
Pressão (kPa)	200 ^{1,2} a 480 ³
Razão de recirculação (%)	15 ⁴ a 300 ¹
Relação ar-sólido (kg de ar / kg SS)	0,005 ³ a 0,100 ¹
Taxa de escoamento superficial (m ³ /m ² . h)	0,48 ⁴ a 9,76 ¹
Carga de sólidos (kg/m ² .h)	2,0 ³ a 24,4 ¹
Tempo de detenção no flotador (min)	30 ^{1,2}
Eficiência na remoção de sólidos %	70 ³ a 98,6 ¹

Fonte: ¹ DICK (1972); ² RAMALHO (1977); ³ EPA (1975); ⁴ METCALF & EDDY(1991)

6.5 ASPECTOS CONSTRUTIVOS E OPERACIONAIS

O presente ítem apresenta detalhes de projeto e os principais aspectos construtivos e operacionais relacionados ao sistema de flotação.

6.5.1 Aspectos gerais

A Figura 6.13 ilustra algumas das boas práticas recomendadas para o projeto, podendo-se destacar:

- a especificação de unidades eletromecânicas de reserva, destacando-se os compressores, as bombas d'água para saturação de ar e dois flotadores operando em paralelo. Neste caso, e também quando se utilizam floculadores em série, os arranjos de entrada e saída devem permitir o isolamento de uma unidade para eventual manutenção.
- Previsão de “by-pass” ao reator UASB e mesmo ao sistema de flotação.
- Previsão de dispositivos para quebra de espuma eventualmente formada, principalmente na saída do flotador, por meio de mangueiras ou aspersores.

6.5.2 Tanque de flotação

Distribuição de água floculada

Cada flutador deve contar com um tubo distribuidor e saídas laterais, tendo a função de tornar mais uniforme o fluxo de água floculada na superfície do flutador. Os bocais laterais de distribuição estarão 20 cm abaixo do NA, produzindo um fluxo com velocidade inferior a 25 cm/s.

Distribuição de água saturada

A água saturada (água e ar) será aplicada logo abaixo dos distribuidores de água floculada, através de tubulações perfuradas, em PVC branco roscável, aço inox, ou outro material apropriado. A configuração deverá permitir que a água saturada chegue aos orifícios com uma pressão aproximada de 4 kg/m², pressão média ideal antes da descompressão para a formação de microbolhas. Formar-se-á assim um “colchão” ascendente de microbolhas abaixo dos distribuidores de água floculada, as quais vão aderir aos flocos afluentes, diminuindo sua densidade e forçando a sua ascensão.

Remoção de lodo flotado

O lodo flotado geralmente é arrastado para um canal coletor, por meio de um raspador superficial mecanizado. O raspador superficial deve conduzir o lodo para a entrada do flutador, sendo que o canal deverá ter uma inclinação superior a 3%.

Remoção do lodo sedimentado

Em sistemas de flotação é muito comum que uma parcela dos sólidos em suspensão, em geral pequena, acabe sendo removida do líquido por sedimentação. Para a remoção desses sólidos sedimentados, os tanques de flotação terão, ao fundo, canais trapezoidais longitudinais, com inclinação das paredes de 1:1 e largura ao fundo de 0,60 m, resultando em profundidade de canal de 0,325 m. Cada canal terá um tubo de 150 mm, com orifícios ao longo de seu comprimento, dentro do tanque de flotação. Os tubos dos canais, ao saírem, se unirão e irão ao tanque de recolhimento do lodo flotado. Com manobras de válvulas, se fará a descarga de lodo sedimentado para o mesmo tanque de lodo flotado.

Deve-se, ainda, prever a possibilidade de drenagem do tanque, para eventual esvaziamento, podendo-se utilizar bombas submersíveis ou por descargas de fundo. No caso de interferência do NA do lençol freático, deve-se possibilitar algum meio de alívio da sub-pressão, quando o tanque estiver vazio.

6.5.3 Tratamento e destino final do lodo gerado

O lodo produzido, tanto no reator UASB, quanto no flutador, deverá ser encaminhado ao processo de desidratação (desaguamento) e posterior destino final. AISSE *et al.* (1999) e REALI *et al.* (1999), no âmbito do PROSAB, elaboraram documentação orientativa quanto ao assunto, inclusive sugerindo a reciclagem agrícola. Esta última deve estar condicionada a regras que definam as exigências de qualidade do material a ser reciclado e aos cuidados exigidos para estabilização, desinfecção e normas de utilização, que incluam as restrições de uso.

6.2.4 Outros aspectos relevantes

A ETE com flotação exige funcionários com melhor qualificação do que normalmente exigido em instalações com o reator UASB. As habilidades deverão ser múltiplas, desde as tarefas rotineiras (limpeza de grade, descarte de lodo do Reator UASB etc.), até a operação dos vários equipamentos eletromecânicos e a condução adequada do tratamento físico-químico (Flotatest, dosagem e manuseio de produtos químicos).

Utiliza-se equipamento de Flotatest, conforme mostrado anteriormente na Figura 6.10, para a determinação das dosagens ótimas dos coagulantes a serem empregados. Para tanto, é necessário um sistema motor-redutor, destinado à variação da rotação dos agitadores. Esses equipamentos devem vir acompanhados de uma curva característica de gradientes em função das rotações por minuto. O aparelho é dotado ainda de dispositivo para introdução dos produtos químicos e outro para a retirada de amostras, em cada jarro (REALI, 1991).

Encerrada a etapa da floculação, procede-se a flotação por ar dissolvido. Assim, retira-se uma alíquota do conteúdo de cada frasco, equivalente a relação Q_r/Q (%) e introduz-se água saturada de ar, proveniente de um tanque de saturação (ar/água), à semelhança do apresentado na Figura 6.10, até se completar novamente o volume de líquido inicial.

A coluna de flotação que produzir melhor qualidade de água, quer pela porcentagem de turbidez remanescente, quer pelo valor de turbidez final, determinará a dosagem ótima de coagulante.

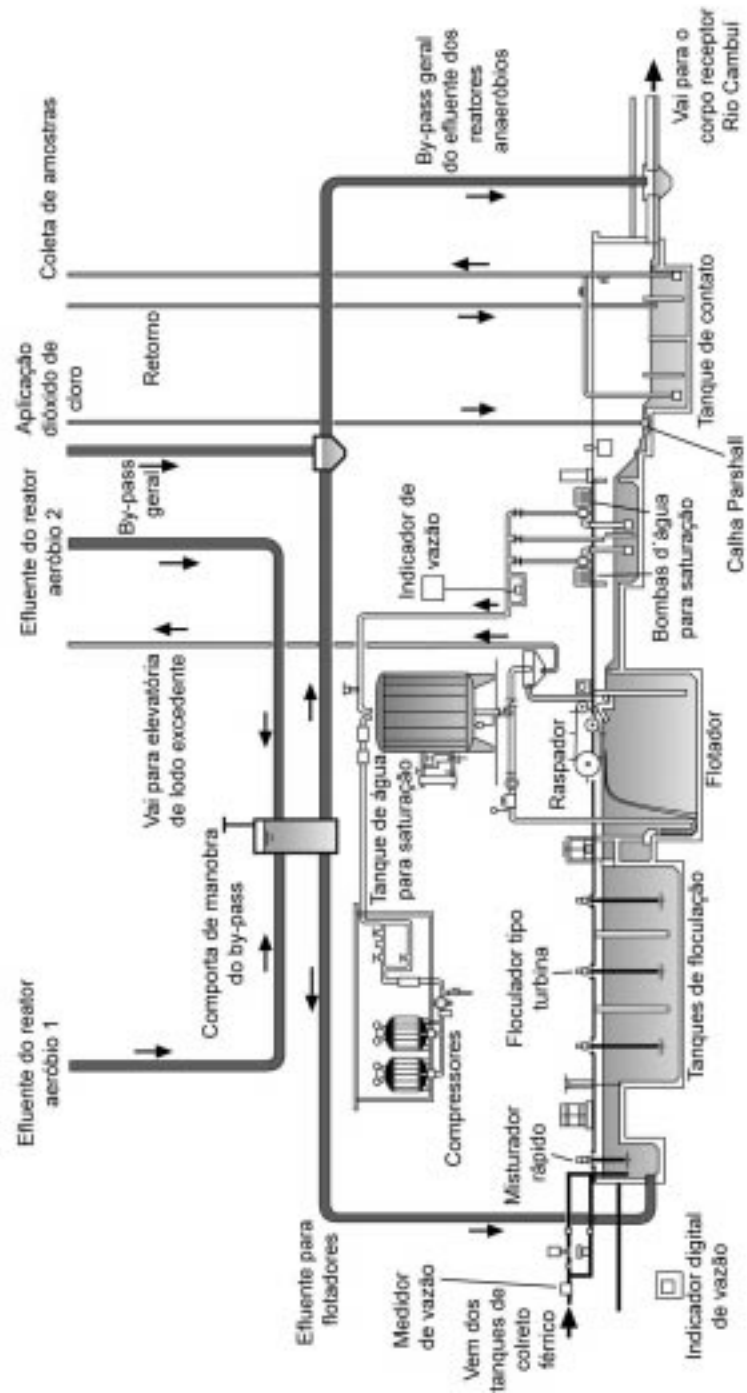


Figura 6.13 – ETE Cambuí: Fluxograma do Processo de Floculação e Flotação
 Fonte: JURGENSEN (1999)

6.5 EXEMPLO DE DIMENSIONAMENTO DE UM SISTEMA DE FAD

Dimensionar um sistema de FAD para o pós-tratamento dos efluentes de um reator UASB.

a) Dados de entrada:

- População: $P = 10.000$ hab
- Vazão afluyente média: $Q_{\text{méd}} = 1.776 \text{ m}^3/\text{d}$
- Vazão afluyente máxima diária: $Q_{\text{máx-d}} = 2.100 \text{ m}^3/\text{d}$
- Vazão afluyente máxima horária: $Q_{\text{máx-h}} = 3.076 \text{ m}^3/\text{d}$
- Carga afluyente de DBO: 547 mg/L
- Carga afluyente de DQO: 1.094 kg/d
- DBO média afluyente ao reator UASB: $S_{\text{o-UASB}} = 338 \text{ mg/L}$
- DQO média afluyente ao reator UASB: $S_{\text{o-UASB}} = 616 \text{ mg/L}$
- Eficiência de remoção de DBO esperada para o reator UASB: 67%
- DBO média afluyente ao sistema de FAD: $S_{\text{a-FAD}} = 100 \text{ mg/L}$
- Carga afluyente de N-NTK: 81 kg/d
- Concentração de N-NTK: 46 mg/L
- Carga afluyente de P: $11,1 \text{ kg/d}$
- Concentração de P: $6,3 \text{ mg/L}$
- Temperatura do esgoto: $T = 23 \text{ }^\circ\text{C}$ (média do mês mais frio)
- Concentração esperada para o lodo de descarte do flotador: $C = 3,5\%$;
- Densidade do lodo: $\gamma = 1.035 \text{ kgSST/m}^3$.

b) Concepção proposta para a ETE

Pela concepção proposta, os esgotos afluentes à ETE deverão ser tratados por meio de:

- Gradeamento por grade fina de barras, mecanizada, com uma grade média de limpeza manual de reserva.
- Desarenação, por meio de desarenador gravitacional, tipo canal de velocidade constante.
- Tratamento anaeróbio, por meio de reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (Reator UASB).
- Tratamento complementar, para remoção adicional de matéria carbonácea em suspensão e em estado coloidal, e remoção de fósforo, através de flotação com ar dissolvido. O sistema de FAD será precedido por sistema de coagulação/floculação do esgoto efluente dos reatores UASB, com o lodo produzido neste sistema encaminhado para um tanque de lodo e daí para desidratação, podendo, eventualmente, ser encaminhado aos Reatores UASB.
- Desidratação dos lodos, através de leitos de secagem.

O efluente da ETE deverá ter $\text{DBO} \leq 40 \text{ mg/L}$, sólidos sedimentáveis $< 1\text{mL/L}$ e fósforo $\leq 1,0 \text{ mg/L}$.

c) Dimensionamento de processos da ETE

Para o exemplo, será considerada apenas a flotação com ar dissolvido, em vista da concentração da DBO do esgoto afluyente. Será considerada uma eficiência de remoção de aproximadamente 67% nos reatores tipo UASB, resultando uma DBO de 100 mg/L , para a vazão média afluyente ao pós- tratamento.

Por ser muito pequena a remoção de fósforo em reatores UASB, a mesma foi desprezada. Assim, o afluente ao sistema de tratamento complementar terá uma carga de 11,1 kg P/ dia, ou uma concentração média de 6,3 mg/L.

d) Pós-Tratamento: Flotação com ar dissolvido com recirculação, visando também remoção de fósforo

O tratamento complementar será através de flotação por ar dissolvido, precedido de adição de cloreto férrico, com coagulação e floculação, para se obter $DBO \leq 40$ mg/L e $P \leq 1$ mg/L. As vazões e cargas efluentes dos Reatores UASB e afluentes ao sistema de pós-tratamento por flotação com ar dissolvido e com recirculação serão:

- $Q_{m\acute{e}dia}$: 20,56 (L/s)
- $Q_{m\acute{e}dia}$: 1776 m³/dia
- $Q_{sanit. Dia} > contr.$: 24,31 L/s
- $Q_{m\acute{a}x.}$: 35,6 L/s
- Carga DBO: 178 kg/d
- Concentração DBO: 100 mg/L
- Carga de P: 11,1 kg/d
- Concentração de P: 6,3 mg/L
- Carga de SS: 142 kg/d
- Concentração de SS: 80 mg/L

O sistema completo de pós-tratamento por flotação será constituído de:

- tanque de mistura rápida/coagulação do efluente dos Reatores UASB;
- tanques de floculação;
- tanques de depósito e preparo de coagulantes;
- bombas de dosagem de coagulantes;
- tanques de pressurização, com respectivas válvulas de segurança e controle de pressão;
- bombas de recirculação/pressurização de efluente clarificado;
- compressores de ar;
- tanques de flotação;
- tanques de recebimento do lodo dos flotadores;
- recalque do lodo para os leitos de secagem e, eventualmente, para os reatores UASB.

Como coagulante será utilizado cloreto férrico comercial ($FeCl_3 \cdot 6H_2O$, com 90% de pureza), podendo ser aplicado polieletrólito como auxiliar de floculação, para se ter uma melhor clarificação do efluente final, com menor dosagem de coagulante.

e) Remoção de fósforo com o uso de produtos químicos

Necessidade de Produtos Químicos

- Fósforo disponível para reação química = 11,1 kg/dia, ou 6,3 mg P/ L.
- Remoção de fósforo com sais de metal trivalente, para efluente com $P \leq 1,0$ mg/L, associada à flotação com ar dissolvido: será utilizada, com certa segurança, uma dosagem de cerca de 2 kg de metal trivalente (cloreto férrico) por kg de fósforo presente no afluente ao tratamento complementar.
- Necessidade de $Fe^{3+} = 2,0 \times 11,1 = 22,2$ kg/dia, ou 12,6 mg/L de esgoto.

Para atender a 12,6 mg Fe^{3+} /L, a dosagem de cloreto férrico comercial ($FeCl_3 \cdot 6H_2O$ com 90% de pureza) é de 67 mg/L. Para atender a eventuais picos, o sistema de dosagem deverá ter capacidade para dosar até 75 mg/L de cloreto férrico, para a vazão máxima.

Coagulação/Mistura Rápida e Floculação

Será utilizada uma linha de mistura rápida/coagulação, seguida de floculação, com capacidade para 36 L/s de vazão máxima.

a) Mistura rápida:

- Será utilizado um tanque com tempo de detenção de cerca de 5 s, para a vazão máxima de 36 L/s, resultando em um volume útil de $0,25 \text{ m}^3$, com as dimensões de $0,6 \text{ m} \times 0,6 \text{ m} \times h_u = 0,7 \text{ m}$.
- Será utilizado um misturador rápido, tipo turbina axial, com motor de 0,75 cv. O coagulante será aplicado na entrada desta câmara, a partir de bombas dosadoras.

b) Floculação:

- Serão utilizados três tanques em série, com tempo de detenção de cerca de 15 minutos, para a vazão máxima, até 36 L/s por linha.
- Volume total de câmaras de floculação: $V_{T,\text{floc}} = 36 \text{ m}^3$
- Volume por câmara de floculação: $V_{C,\text{floc}} = 12 \text{ m}^3$
- Dimensões dos compartimentos de floculação: $2,3 \text{ m} \times 2,3 \text{ m} \times h_u = 2,3 \text{ m}$ (borda livre = 0,6 m)
- Potência requerida para as turbinas de floculação (de acordo com a Equação 6.14)

$$P = \mu \cdot V \cdot G_f^2 = 1,029 \times 10^{-4} (\text{kgf} \times \text{s}/\text{m}^2) \times 12 (\text{m}^3) \times G_f^2 (\text{s}^{-2})$$

$$P = 0,00123 \times G_f^2 (\text{kgf} \times \text{m}/\text{s}), \text{ ou } P = 0,00123 \times 9,81 \times G_f^2 (\text{Watts})$$
 3^a. Câmara ($G_f = 30 \text{ s}^{-1}$): $P = 11 \text{ Watts}$
 2^a. Câmara ($G_f = 60 \text{ s}^{-1}$): $P = 44 \text{ Watts}$
 1^a. Câmara ($G_f = 90 \text{ s}^{-1}$): $P = 98 \text{ Watts}$
- Serão utilizados, para a floculação, agitadores do tipo turbina axial, um por câmara, com motor de velocidade ajustável, com $P = 0,5 \text{ cv}$, por agitador.

Depósito e Dosagem de Coagulantes

a) Consumo médio de FeCl_3 :

- Apoiado na dosagem de 67 mg/L, estimada anteriormente, o consumo médio de coagulante será: $0,067 \text{ kg}/\text{m}^3 \times 1776 \text{ m}^3/\text{dia} = 119,0 \text{ kg}/\text{dia}$.

b) Capacidade de Dosagem:

- A capacidade de dosagem, calculada para a vazão máxima, será: $0,075 \text{ kg}/\text{m}^3 \times 130 \text{ m}^3/\text{h} = 9,8 \text{ kg } \text{FeCl}_3/\text{hora}$.

c) Sistema de Dosagem:

- O FeCl_3 será dosado diluído a 40 %, portanto, no máximo, a dosagem será de $9,8 / 0,4 = 24,5 \text{ kg}/\text{hora}$. Para a dosagem, serão utilizadas bombas dosadoras com capacidade de 3 a 30 L/hora.

d) Armazenamento:

- Serão utilizados dois tanques de $1,18 \text{ m}^3$ (para 1,65 toneladas) cada, com diâmetro de 1,0 m, altura útil de 1,5 m, e altura total de 2,0 m, de fibra de vidro, localizados próximo à entrada da ETE. O período de armazenamento será 28 dias.

Depósito e Dosagem de Polieletrólito

a) Necessidade de polieletrólito:

- Uma melhor floculação, com melhor remoção de sólidos suspensos e de fósforo nos flotores, pode ser conseguida pelo uso de polieletrólito, com dosagens na faixa de 0,4 a 1,0 mg/l de efluente. o projeto considerará a possível aplicação desses polieletrólitos e o sistema de dosagem de polieletrólito deverá ter capacidade de aplicar até 1,0 mg/l para a vazão máxima. As quantidades estimadas de polieletrólito serão:
 - para dosagem de 0,4 mg/L: $0,0004 \text{ kg/m}^3 \times 1776 \text{ m}^3/\text{dia} = 0,71 \text{ kg/dia}$
 - para dosagem de 1,0 mg/L: $0,0010 \text{ kg/m}^3 \times 1776 \text{ m}^3/\text{dia} = 1,78 \text{ kg/dia}$

b) Aplicação de polieletrólito:

- O polieletrólito será dosado próximo à entrada da primeira câmara de floculação, de cada linha de coagulação/floculação, e aplicado diluído a 0,1%. A diluição do polímero para 0,1% e a aplicação dessa solução de polímero será através de uma unidade automatizada, sendo uma unidade para cada linha de coagulação/floculação.
- Vazão máxima afluente, por linha de coagulação/floculação: 36L/s (130 m³/hora)
- Para uma dosagem máxima de 1,0 mg/L, tem-se: $0,001 \text{ kg/m}^3 \times 130 \text{ m}^3/\text{h} = 0,130 \text{ kg/h}$
- Para aproximadamente 28% de princípio ativo do polímero em emulsão, tem-se, para a vazão da emulsão: $(130 \text{ m}^3/\text{h}) / 0,28 = 464 \text{ m}^3/\text{h}$ (0,46 L/h)
- Para solução de polímero diluída a 0,1%, a ser aplicada ao lodo, tem-se a seguinte vazão de solução para aplicação: $(0,130 \text{ kg/h}) / 0,001 = 130 \text{ kg/h} = 130 \text{ L/h}$
- O equipamento a ser utilizado poderá ser Polyblend modelo PB 100-1 (Stranco) ou Polymaster modelo ET 100-1 (Komax) ou similar de outro fabricante.
- A pressão de água para alimentação da unidade diluidora/dosadora deverá estar na faixa de 20 a 70 mca.

f) Sistema de flotação com recirculação

Serão previstas duas linhas de sistema de flotação, composto de tanque de pressurização, bombas de recirculação/pressurização, compressor de ar e tanque de flotação.

Concentrações de SS Afluente aos Flotores

As concentrações de SS afluentes aos flotores, após a floculação, foram estimadas considerando:

- SS efluente dos reatores UASB: 80 mg/L.
- SS resultante da coagulação/floculação (lodo químico):

Para efluente final com $P \leq 1,0 \text{ mg/L}$ e fósforo disponível de 6,3 mg/L, o coagulante $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ (270,5 g/Mol) reagirá com o fósforo, formando FePO_4 (151 g/Mol), deixando um residual de pelo menos 0,3 mg/L de fósforo solúvel, reagindo, portanto, preferencialmente com 6,0 mg P/L. O excesso de coagulante reagirá formando $\text{Fe}(\text{OH})_3$ (107 g/Mol). Assim, tem-se:

- Dosagem de cloreto férrico comercial, com 90% de pureza de 67 mg/L, que representa 60 mg/L de $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, ou $(60 \times 10^{-3}) / (270,5) = 0,222 \times 10^{-3} \text{ Mol/L}$.
- Concentração de P de 6,0 mg/L para reagir com o coagulante, que representa $(6,0 \times 10^{-3}) / (31) = 0,194 \times 10^{-3} \text{ Mol/L}$.
- Tem-se, portanto, a formação de 0,194 Mol de FePO_4/L , ou $0,194 \times 151 = 29,3 \text{ mg SS/L}$, relativos ao FePO_4 formado.
- Excesso de $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ para formação de $\text{Fe}(\text{OH})_3 = (0,222 - 0,194) \times 10^{-3} \text{ Mol/l}$ ou $0,028 \times 10^{-3} \text{ Mol/L}$ de $\text{Fe}(\text{OH})_3$ produzido, ou $0,028 \times 107 = 3 \text{ mg SS/L}$, relativos ao $\text{Fe}(\text{OH})_3$ formado.
- Total de lodo químico formado = $29 + 3 = 31 \text{ mg/L}$

- Concentração de SS total afluyente aos flotores: $SS = 80 + 31 = 111 \text{ mg/L}$

Vazão de Recirculação para Geração de Água Saturada de Ar

Parâmetros básicos utilizados para a flotação (de acordo com a Equação 6.16):

$$A/S = \frac{Q_r}{Q} \times \frac{\rho_{ar} \times s_a (f \times P - 1)}{X_a}$$

- $A/S = 0,04$ a $0,06 \text{ Kg ar/kg SS}$ afluyente
- $s_a = 16 \text{ mL/L}$ para 28°C
- $P = 6 \text{ bar}$ (escolhido)
- $X_a = 111 \text{ mg/L}$
- $f =$ para tanque de pressurização, com recheio de peças de plástico e esgoto, adotado, $0,6$ (a favor da segurança)
- $Q_r/Q = (0,04 \text{ a } 0,06) \times 111 / [1,3 \times 16 \times (0,6 \times 6 - 1)] = 0,08 \text{ a } 0,12$ (8 a 12%)

A prática e estudos piloto têm, todavia, mostrado que se deve trabalhar com relações de recirculação superiores a esse valor. Será adotada uma capacidade de recirculação de $3,5 \text{ L/s}$, por linha, que corresponde a uma recirculação de cerca de 19% da vazão máxima horária, utilizando-se bomba para $3,5 \text{ L/s}$ ($12,6 \text{ m}^3/\text{hora}$), para pressão de 6 bar. Serão utilizados três conjuntos moto-bomba, sendo um para cada linha e um de reserva.

As bombas de recirculação devem apresentar condições de operar com uma faixa razoável de vazão, de modo a se ter uma operação otimizada do sistema.

Tanque de Pressurização Para Geração de Água Saturada de Ar

Será utilizado um tanque por linha, recebendo uma vazão de recirculação de $3,5 \text{ L/s}$, trabalhando com:

- pressão no tanque : 5 a 6 bar (pressão relativa);
- tempo de detenção: aproximadamente 3 minutos para $3,5 \text{ L/s}$;
- volume do tanque de pressurização: $V_p = 0,7 \text{ m}^3$ (com recheio de anéis de PVC);
- dimensões do tanque: diâmetro = $1,0 \text{ m}$; altura cilíndrica = $1,1 \text{ m}$.

Compressor de Ar

Serão utilizados três compressores (um por linha e mais um de reserva). Cada compressor deverá ter capacidade para:

- Vazão de ar: A máxima quantidade de ar possível de incorporação na massa líquida, para a temperatura de 28°C , é de 16 mL/L a 1bar, ou $16 \times 6 = 96 \text{ mL/L}$ a 6 bar, para uma eficiência de 100% de dissolução no tanque de pressurização ($f = 1$), o que na prática não ocorre. Para a máxima dissolução de ar possível resultaria, portanto:
- $Q_{\text{máx. ar}} = 0,016 \times 6 \times (3,5 \times 60) = 20,2$ litros de ar por minuto
- Pressão relativa do tanque de pressurização = 5 bar.

Será utilizado 01 compressor de pistão para 20 L/min e 6 bar por linha. O fluxo de ar será determinado a partir de uma válvula controladora de nível, instalada no tanque de pressurização para saturação de ar.

Tanques de Flotação

- N° de linhas: um tanque por linha (total de dois tanques).

- Taxa de escoamento superficial: $180 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times \text{dia}$.
- Vazão média do dia de maior contribuição: $(12,2 + 3,5) = 15,7 \text{ L/s}$, por linha, ou por tanque de flotação.
- Área superficial necessária $A = (15,7 \times 86,4) / 180 = 7,54 \text{ m}^2$ por tanque.
- Dimensões: comprimento = 3,1 m, largura = 2,5 m, profundidade útil = 2,8 m.
- Área superficial, por tanque = $7,75 \text{ m}^2$.
- Volume por tanque = $21,7 \text{ m}^3$.
- Tempo de detenção (para $15,7 \text{ L/s}$) = 23 minutos.
- Taxa de escoamento superficial, para a vazão máxima afluyente ao sistema de flotação de 18 L/s por linha:
 - $q_A = [(18 + 3,5) \times 86,4] / 7,75 = 240 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times \text{dia} = 10 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$,
 - Tempo de detenção (para 18 L/s): $\theta_h = (21,7 \text{ m}^3) / (0,0180 \text{ m}^3/\text{s} \times 60/\text{min}) = 20,1$ minutos.
- Distribuição de água floculada: Cada flotador contará com um tubo distribuidor de água floculada, de seção retangular e variável, dotado de 12 saídas laterais de 85 mm de diâmetro.
- Distribuição de água saturada: Através de quatro tubos distribuidores de 2" x 2,5 m (PVC branco roscável, aço inox ou outro material apropriado), dotados de 14 furos de 2 mm (um furo a cada 18 cm). Essa configuração permitirá que a água saturada ($3,5 \text{ L/s}$ por flotador) chegue aos orifícios com uma pressão próxima a 4 kg/cm^2 , pressão média ideal antes da descompressão para a formação de microbolhas.

g) Lodo do sistema de flotação

a) Estimativa da produção de lodo no sistema de flotação:

Para estimativa da produção de lodo no sistema de flotação, com dosagem de cerca de 67 mg/L de FeCl_3 comercial, e desconsiderando os SS do efluente do sistema de flotação, tem-se:

- vazão média de esgoto: $1776 \text{ m}^3/\text{d}$
- produção de lodo químico: 55 kg/d
- SS provenientes dos reatores UASB: 142 kg/d
- Produção total de lodo no sistema de flotação = $55 + 142 = 197 \text{ kg/d}$
- Teor de sólidos do lodo: 3,5% (adotado)
- Densidade do lodo: 1035 kg/m^3
- Volume de lodo = $(197 \text{ kg/d}) / (1035 \times 0,035) = 5,5 \text{ m}^3/\text{d}$

b) Sistema de remoção e coleta de lodo flotado

O lodo flotado será arrastado para um canal coletor, através de um raspador superficial mecanizado. Do canal coletor, o lodo será encaminhado a um tanque único de recolhimento do lodo, que servirá de poço de sucção para recalque desse lodo para os leitos de secagem, ou mesmo para a caixa de distribuição de vazão de esgoto, para alimentação dos reatores UASB. O tanque único de recolhimento de lodo flotado terá volume superior a 6 m^3 .

c) Sistema de remoção de lodo sedimentado

Para a remoção dos sólidos sedimentados, os tanques de flotação terão, ao fundo, 02 canais trapezoidais longitudinais e cada canal terá um tubo de 150 mm, com orifícios ao longo de seu comprimento dentro do tanque de flotação. Os tubos dos canais, ao saírem do tanque de flotação, serão interligados ao tanque de recolhimento de lodo flotado.

6.8. BIBLIOGRAFIA

- AISSE, M.M.; JÜRGENSEN, D.; LOBATO, M.B. & ALÉM SOBRINHO, P. Avaliação do sistema reator RALF e flotação por ar dissolvido, no tratamento de esgoto sanitário. *In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 21*, João Pessoa, 2001. Anais. Rio de Janeiro, ABES, 2001. 8p. (II – 049).
- AISSE, M.M.; Van HAANDEL, A; Von SPERLING, M; CAMPOS, J.R; CORAUCCI FILHO, B & ALÉM SOBRINHO, P. Tratamento e destino final do lodo gerado em reatores anaeróbios. *In: Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. José Roberto Campos (coordenador). Rio de Janeiro, ABES, 1999. p. 271 – 99.
- AMIRTHARAJAH, A. Velocity gradients in rapid mix units. *Seminário Nacional sobre Coagulação e Filtração Direta*. Anais.São Carlos, Brasil, 1989.
- BRATBY, J.R. Treatment of Raw Wastewater Overflows by Dissolved Air Flotation. *Journal WPCF*, 54(12):1558-65, 1982.
- CAMPOS, J. R.; REALI, M.A.P.; DOMBROSKI, S.A.G.; MARCHETTO, M. & LIMA, M.R.A. Tratamento físico-químico por flotação de efluentes de reatores anaeróbios. *In:XXV Congreso Interamericano Ingeniería Sanitaria y Ambiental*. Anais. México, 1996.
- CAMPOS, J.P. & POVINELLI, J. Coagulação e floculação. *In:Técnica de Abastecimento e Tratamento de Água*. São Paulo, CETESB, 2v. 1987. p.91-120.
- DI BERNARDO *et al.* Emprego de flotação por ar dissolvido para tratamento de despejos líquidos Industriais Provenientes de Laticínios. *Revista DAE*, São Paulo, 42(130):44-53, 1982.
- DICK, R. I. – Sludge treatment In: WEBER, W. J. *Physicochemical Processes for Water Quality Control*, New York, John Wiley, 1972. Cap. 12, p.533-596
- DROSTE, R.L. *Theory and practice of water and wastewater treatment*. USA, John Wiley & Sons, Inc., 1997.
- EPA – ENVIRONMENTAL AGENCY PROTECTION – *Process Design Manual for Suspended Solids Removal*, USEPA Technology Transfer, 1975
- ESTEVES, F.A. *Fundamentos de limnologia*. Rio de Janeiro, Ed. Interciência Ltda,1988.Cap.14, p.216-36.
- ETTELT, G.A. Activated Sludge Thickening by Dissolved Air Flotation. *In:Industrial Waste Conference. Proceedings* . Purdue University, Lafaiatte, Indiana, may, 1964.
- JENKINS, D. & HERMANOWICZ, S.W. “Principles of chemical phosphate removal”, in *Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater*, 2nd ed., R.I. Sedlak, ed., Chelsea, MI, Lewis Publishers, 1991.
- JÜRGENSEN, D. & RICHTER, C. A. Tratamento de esgotos por digestão anaeróbia – Coagulação e flotação. *SANARE*. Curitiba, SANEPAR. 1 (1): 19-20. Jul/Set 1994.
- JÜRGENSEN, D. ETE Cambuí; *Fluxograma do processo*. SANEPAR. 1999.
- MAIA, J. C. C. & BEZERRA, J. F. M. Aplicação de flotação por ar dissolvido no tratamento de despejos líquidos industriais. *In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 11*, Fortaleza, 1981. Anais. Fortaleza, ABES, 1981..
- METCALF & EDDY. *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse*. 3rd ed. New York, Mc Graw Hill, 1991. 1334p.
- REALI, Marco A P. *Noções gerais de tratamento e disposição final de lodos de estações de tratamento de água*. Rio de Janeiro, ABES, 1999. 250p.
- ODEGAARD, H. *Chemical Floc Formation in Wastewater Treatment - An Introduction*. Prog. Wat. Tech., Supl. 1, p. 103-110, Pergamon Press, 1979.
- PARLATORE, A. C. Mistura e floculação. *In: Técnica de Abastecimento e Tratamento de Água*. São Paulo, CETESB, 2V. 1987. p. 131-68.
- PENETRA, R. G.; REALI, M. A. P. & CAMPOS, J. R. Influência da quantidade de ar fornecida no pós-tratamento por flotação de efluentes de reatores anaeróbios UASB. *In:*

- Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, 20, Rio de Janeiro, 1999. Anais. Rio de Janeiro, ABES, 1999. p. 192-9.
- PENETRA, R.G. *Pós-tratamento físico-químico por flotação de efluentes de reatores anaeróbios de manta de lodo*. São Carlos, 140 p. Dissertação (mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 1998.
- PENETRA, R.G.; REALI, M.A.P.; FORESTI, E. & CAMPOS, J.R. Post-Treatment of Effluents from Anaerobic Reactor Treating Domestic Sewage by Dissolved-Air Flotation. *Wat. Sci. Tech.*, 40(08), 137-143, 1999.
- PINTO FILHO, A.C.T. & BRANDÃO, C.C.S. Avaliação do potencial da flotação por ar dissolvido sob pressão como pós - tratamento para efluentes de reatores anaeróbios de fluxo ascendente. *In: Congresso da AIDIS, XXVII*, Porto Alegre - RS, 2000. Anais. Rio de Janeiro, ABES, 2000. 8p (I-001).
- RAMALHO, R. S. *Introduction to Wastewater Treatment Process*. New York, Academic Press, 1977. 409p.
- REALI, M.A.P., PENETRA, R.G. & CAMPOS, J.R. Influência da floculação na flotação de efluentes de reatores anaeróbios UASB. *In: XXVI Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*. Lima, Peru, 1 a 5 de novembro. Anais eletrônicos, 1998.
- REALI, M.A.P.; CAMPOS, J.R. & PENETRA, R.G. Sewage treatment by anaerobic biological process associated with dissolved air flotation. *In: International Dissolved Air Flotation Conference in Water and Wastewater Treatment*. Helsinki, Finlândia, 11 a 13 de setembro, 2000a.
- REALI, M.A.P.; PENETRA, R.G. & CARVALHO, M. E. Flotation Technique With Coagulant and polymer application applied to the post-treatment of effluents from anaerobic reactor treating sewage. *In: VI Latinamerican Workshop-Seminar on Anaerobic Digestion*. Recife, Brasil. Novembro. Anais. 2000b.
- REALI, M.A.P. *Avaliação de um sistema original compacto para clarificação de águas de abastecimento utilizando o processo de flotação e filtração com taxa declinante*. São Carlos-SP, 373p. Tese (doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 1991.
- REALI, M.A.P. Proposição de uma equação teórica para o processo de flotação por ar dissolvido. *In: XXIV Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental - AIDIS*, Buenos Aires, Argentina, 1994.
- REALI, M.A.P. *Aplicação da flotação por ar dissolvido ao tratamento de água de abastecimento*. São Carlos, 186p. Dissertação (mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos-SP, Universidade de São Paulo, 1984.
- REALI, M.A.P.; PENETRA, R.G. & CARVALHO, M.E. (2001). Flotation Technique with Coagulant and Polymer Application Applied to the Post-treatment of Effluents from Anaerobic Reactor Treating Domestic Sewage. *Water Science and Technology*, London-uk (no prelo).
- SAWYER, C.N. Fertilization of lakes by agricultural and urban drainages. *Journal of the New England Waterworks Association*.(51):109-127, 1947.
- SOLARI SAAVEDRA, J. A. Avanços recentes no tratamento de efluentes por flotação e ar dissolvido. *Engenharia Sanitária*, Rio de Janeiro, 20 (3): 332-335, 1981.
- VRABLIK, E. R. Fundamental Principles of Dissolved Air Flotation of Industrial wastes. *In: Industrial Waste Conference*, Proceedings of the 14th, Lafayette, Purdue University, 1953, p.743-779.
- YEOMAN, S.; LESTER, J.N. & PERRY, R. Phosphorus removal and its influence on metal speciation during wastewater treatment. *Water Research*, 27(3):389-95, 1993.
- ZABEL, T. The Advantages of Dissolved Air Flotation for Water Treatment. *Journal AWWA*, 42-46, may, 1985.
- ZABEL, T. Flotation in water treatment. *In: IVES, K.J. ed. The scientific basis of flotation. NATO Advanced Science Institute on the Scientific Basis of Flotation*. Proceedings .Cambridge, England, Jul, Martinus Nijhoff Publishers, The Hague, p.349-77, 1984.