

Fabiano Ruggero

**Projeto Hidráulico-Mecânico de uma Estação
de Tratamento de Efluentes Industriais**

**DISSERTAÇÃO APRESENTADA À
ESCOLA POLITÉCNICA DA
UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO DE
ENGENHEIRO MECÂNICO**

**ÁREA DE CONCENTRAÇÃO:
ENERGIA E FLUÍDOS**

**ORIENTADOR:
Prof. Eng.º Milton G. Sanchez**

**SÃO PAULO
1994**

Sumário

1. INTRODUÇÃO:	1
1.1 CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO INDUSTRIAL.....	1
1.2 BREVE HISTÓRICO.....	3
1.3 OS PRIMEIROS PROCESSOS DE DEPURAÇÃO E LIMITES ANTERIORMENTE ACEITOS:	7
2. LEGISLAÇÃO BRASILEIRA ATUALMENTE EM VIGOR (MAIS RESTRITIVA)	34
3. CARACTERÍSTICAS DO EFLUENTE A SER TRATADO:.....	39
4. REMOÇÃO DE SÓLIDOS, AREIA, GORDURA E MATERIAIS FLUTUANTES:.....	42
5. REMOÇÃO DE SÓLIDOS SEDIMENTÁVEIS:	53
6. DIGESTÃO ANAERÓBIA:.....	56
7. LODOS ATIVADOS E LODOS ATIVADOS COM AERAÇÃO PROLONGADA:.....	60
8. VALOS DE OXIDAÇÃO:.....	67
9. ESCOLHA DO PROCESSO:	69
10. DIMENSIONAMENTO:.....	71
10.1 LAY-OUT GERAL DA INSTALAÇÃO:.....	71
10.2 GRADES:.....	72
10.3 TANQUE DE EQUALIZAÇÃO:.....	75
10.4 ESTAÇÃO ELEVATÓRIA:.....	77
10.5 VOLUME DO TANQUE DE AERAÇÃO:	85
10.6 CLARIFICADOR:.....	90
10.7 ESTAÇÃO DE MEDIÇÃO DE VAZÃO:.....	91
10.8 CONTROLE DA VAZÃO ENTRE OS PROCESSOS:.....	98
11. CONCLUSÃO:.....	101
12. BIBLIOGRAFIA:.....	102

neu 239.

1. INTRODUÇÃO:

1.1 CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO INDUSTRIAL

Não se pode caracterizar uma única forma de esgoto industrial, pois este depende das características próprias de cada indústria e de seu tipo de processamento. Por este motivo, a referência à poluição orgânica de uma indústria é feita em relação ao esgoto doméstico produzido por uma população equivalente, e todo o dimensionamento da estação de tratamento é feito como para depurar o esgoto doméstico produzido por esta população equivalente; assim, todos os processos descritos neste trabalho fazem referência aos esgotos domésticos, porém estes mesmos processos podem, e serão da mesma forma, utilizados para o tratamento dos efluentes produzidos por uma certa indústria.

O quadro abaixo apresenta as principais características negativas dos esgotos industriais, classificados, quanto à sua intensidade, pelas marcas "+".

Atividade	Acidez	Alcalinidade	Sólidos sedimentáveis	Óleos graxos	Substâncias tóxicas	Substâncias com DBO elevada	Temperaturas elevadas	Equilíbrio biológico	Variação de vazões
Fabricação de Material Cerâmico	-	-	+++	-	-	-	-	-	-
Fabricação de Peças e Ornamentos de Cimento e Gesso	+	+	++	-	-	-	-	-	-
Siderurgia e Elaboração Primária de Produtos Siderúrgicos	+++	+	-	+	+	-	+++	-	++
Galvanoplastia e similares	++++	-	-	-	+	-	++	-	+++

Atividade	Acidez	Alcalinidade	Sólidos sedimentáveis	Óleos graxos	Substâncias tóxicas	Substâncias com DBO elevada	Temperaturas elevadas	Equilíbrio biológico	Variabilidade nas vazões
Garagens e Postos de Gasolina	-	-	+++	++++	-	-	-	-	-
Fabricação de Papel e Papelão	++	+++	++++	-	+	++	+++	+	+
Preparação de Peles e Couros	-	++++	++++	+	+++	+++	-	++++	+++
Fabricação de Produtos Químicos, Gases, Dextrina, Gomas, Corantes, etc.	++	++	+	-	+	+	-	+++	++
Extração: Óleo de Coco, de amendoim e óleos não alimentícios	-	-	-	+++	-	+++	-	-	+
Fabricação de Sabões e Perfumaria	-	+++	++	-	-	-	+++	+	+++
Fabricação de tintas, vernizes e esmaltes	-	-	-	-	++	-	+	-	+
Fabricação de desinfetantes, inseticidas e preparação de produtos de limpeza	+++	-	-	-	+++	-	-	-	+
Fabricação de produtos de petróleo e carvão	+	+++	+	++++	++++	-	+++	-	+
Fabricação de produtos químicos não especificados	+	+	+	+	+	+	+	+	+
Beneficiamento e preparação de algodão e fibras	-	-	++	-	-	++	-	-	++
Fiação e tecelagem de algodão	-	-	+	-	-	+	-	-	+
Fiação e tecelagem de seda natural	-	-	+	-	-	+	-	-	+
Fiação e tecelagem de lã	-	-	+	+	-	+	-	-	+
Fiação e tecelagem de linho e caroá	-	-	+	-	+	-	-	-	+
Lavanderias e tinturarias	-	++	-	+	++	+	+++	++	++
Preparação em conserva de frutas e legumes	+	-	+++	-	+	++++	-	+	+
Abate de animais e preparação de conservas de carne	-	-	++++	+++	-	++++	-	+	+++
Pasteurização do leite e fabricação de laticínios	-	-	-	-	-	++++	-	+	+
Fabricação e refinação do açúcar	-	-	-	-	-	++++	++	+	+
Fabricação de vinhos e outras bebidas derivadas diretamente de frutas	-	+	+	-	-	+++	++	+	+
Fabricação de aguardente e licores	-	+	+	-	-	+++	+	+	+
Fabricação de cerveja	-	+	+	-	-	+++	+	+	+
Indústrias gráficas	-	-	+	+	++	-	+	+	+

fonte: SURSAN, Instituto de Engenharia Sanitária.

1.2 BREVE HISTÓRICO

A necessidade de depurar os esgotos das cidades surgiu em meados do século passado como consequência das grandes reformas sanitárias realizadas nas mais importantes metrópoles europeias.

Sabe-se que, até então, o sistema de fossas representava a solução universalmente adotada do problema do destino final dos dejetos das populações. E como resultado de técnica tão rudimentar, as condições higiênicas das habitações e o estado sanitário das cidades se traduziam, naquela época, em índices de espantosa sujeira e na poluição generalizada dos bairros super povoados das grandes cidades pela retenção de grandes volumes dos esgotos nas áreas internas dos edifícios residenciais e no leito das ruas.

O processo a que se então se recorria era a limpeza periódica das fossas e remoção da sua lama, este processo apresentava enormes inconvenientes e não podia ser mais aceito como solução higiênica definitiva do problema dos esgotos urbanos, fossem domésticos ou industriais.

As fossas fixas, com paredes estanques, e os poços, sem revestimento no fundo, surgiram na Europa na idade média, talvez no século IX¹, sendo que a

¹Benchman, *Distributions d'eau et assainissement*, pág 60, Paris 1898.

contaminação maciça do lençol d'água superficial, que constituía naquele época a fonte principal de suprimento hídrico das populações era inevitável.

Com o Renascimento, surgiram leis, como na França por decisão parlamentar em 1533, que determinavam a construção de fossas fixas estanques nas residências². Essa determinação foi um real progresso do século XVI, sendo possível que se tenha, por este meio, reduzido a contaminação do lençol d'água subterrâneo; porém, a situação encontrada alguns séculos depois, deixa dúvidas quanto a este ponto, pois na realidade as fossas criaram o problema da remoção periódica dos lodos, que nem sempre era realizado com a regularidade necessária. Chadwick, uma das pessoas mais destacadas entre os sanitaristas que realizaram a reforma sanitária na Inglaterra, em seu relatório *Sanitary Condition of the Labouring Population of Great Britain*, publicado em 1842, descreveu cenas postas a descoberto por um dos agentes de um inquérito sanitário. Ele cita por exemplo: "todo o subsolo de dois prédios se encontrava completamente inundado, numa espessura de 90 centímetros, pelos dejetos saídos do extravasor da fossa sanitária, alí acumulados durante anos...".

Este domínio generalizado de sujeira e da poluição não escapavam igualmente às cidades mais populosas do Novo Mundo, tanto que, em Nova Iorque, um relatório de

²Calmette, Imbeaux e Pottevin, *Égouts et Vidanges*, pág 182, Paris 1911.

1865³ descreve condições verdadeiramente precárias das instalações dos esgotos, sobretudo nos bairros pobres.

Até a metade do século passado era, portanto, evidente que os homens ainda não tinham criado uma técnica satisfatória para afastar de seus lares e de suas cidades, por uma forma higiênica, os resíduos domésticos e industriais.

A partir de 1847, entretanto, implementa-se na Inglaterra, sob o impulso de Chadwick, gigantesca reforma sanitária, iniciando-se a radical transformação do sistema de esgotos sanitários de Londres e adotando-se, com enorme entusiasmo, o princípio do "water carriage" e do "circulation, not stagnation" pelo qual não se admitia a permanência dos dejetos nos locais de origem, procedendo-se à sua remoção imediata, por via líquida, através de canalizações ligadas à rede coletora pública.

O exemplo dado pela Inglaterra foi logo seguido pelas grandes cidades da Europa. Paris e Bruxelas, a partir de 1867; Berlim, a partir de 1874, iniciaram reformas sanitárias com o intuito de igualar-se aos padrões ingleses.

Mas, se toda essa reforma resultou no saneamento das casas e indústrias, verificou-se logo depois que um novo e grave problema se apresentava aos sanitaristas. A enorme carga orgânica de toda a natureza que era lançada nos rios, constituída pelos detritos das ruas mais os esgotos domésticos e industriais, não

³"Report of the Council of Hygiene and Public Health of the Citizens Association of New York upon the Sanitarian Condition of the City", conferência realizada perante a reunião anual da New York Sewage and Industrial Wastes Association, 1951.

tardou a sobrecarregá-los com uma quantidade superior às suas capacidades de autodepuração.

O primeiro recurso de que lançaram mão os engenheiros para contornar tais dificuldades foi a construção de grandes galerias interceptoras, que corriam paralelamente aos rios recebendo os despejos, para posteriormente serem lançados alguns quilômetros rio abaixo. Evidentemente, estas não constituíam soluções definitivas do problema do destino final dos esgotos, pois apenas livravam as áreas metropolitanas transferindo integralmente os problemas às regiões vizinhas, que não tardaram a reclamar.

As reclamações e protestos dos prejudicados eram naturalmente numerosos e, por toda a parte se exigia das autoridades sanitárias e das câmaras legislativas uma providência que pusesse fim a tais situações. Não tardaram a surgir leis⁴ que determinavam providências a serem adotadas pelas grandes cidades que tinham que lançar esgotos sanitários em águas interiores.

Na Inglaterra, o *Public Health Act*, de 1875 e o *River Pollution Prevention Act*, de 1876, impõem a obrigação de que os esgotos deveriam ser depurados antes de serem lançados nos corpos d'água.

⁴As primeiras leis de proteção aos cursos d'água são muito anteriores à segunda metade do século passado, porém elas se referiam à outras causas de poluição, e não ao despejo dos grandes volumes de esgotos sanitários, que até então não existiam. Na Inglaterra, um ato do Parlamento de 1532 nomeava "Commissioners of Sewer" com a missão da vigilância e proteção dos rios, então prejudicados pelo lançamento de lixo e resíduos industriais.

Na Bélgica, a lei de 26 de dezembro de 1876 autoriza o governo a impedir o lançamento, aos rios, de substâncias poluidoras.

Na Alemanha, ainda na última década do século passado, não existia legislação sobre o assunto, porém as autoridades negavam sistematicamente autorização para o lançamento dos despejos nos rios⁵.

A necessidade de depurar os esgotos transformou-se então, nas últimas décadas do século XIX, em um dos problemas mais urgentes dos governos das grandes cidades.

1.3 OS PRIMEIROS PROCESSOS DE DEPURAÇÃO E LIMITES ANTERIORMENTE ACEITOS:

Sabe-se que os processos da técnica sanitária têm sido as respostas a problemas formulados pelos sanitaristas. E são os conhecimentos aceitos em cada época nos campos da biologia e da epidemiologia que impõem a orientação geral a ser seguida pelos engenheiros ao idealizarem, projetarem e construírem equipamentos e estruturas capazes de resolver os problemas postos em questão pela higiene pública.

⁵Na reunião da Associação Alemã de Higiene, realizada na cidade de Dusseldorf em 1876, foi aprovada a tese de que "o lançamento direto das águas de esgotos aos rios deve ser normalmente impedido em nome da saúde pública e apenas excepcionalmente aceito quando se tratar de cursos d'água de considerável volume" - Nouveaux Éléments d'Hygiène, Jules Arnould, Paris 1889.

Enquanto os sanitaristas se contentavam com o antigo método de lançar os resíduos orgânicos às fossas sépticas de todos os tipos, os engenheiros não se preocupavam em obter melhor solução para este problema. Mas no dia em que a necessidade de depurar artificialmente os esgotos, principalmente devido às crescentes epidemias da época, e às suas ligações com a poluição do solo e águas, coube à engenharia sanitária a tarefa de criar os sistemas de remoção rápida dos resíduos urbanos.

De qualquer forma, porém, o primeiro objetivo visado pela depuração das águas de esgotos foi a eliminação das substâncias putrescíveis que elas continham. Procuravam-se métodos que permitissem a transformação higiênica da matéria orgânica instável em produtos minerais, restando, para lançamento aos cursos d'água, um líquido inofensivo.

Ainda em nossos dias esse é um dos fins que se procura alcançar com o tratamento das águas servidas.

As primeiras vistas se voltaram para a depuração dos esgotos pelo solo, pois havia exemplos, desde séculos, da aplicação deste tipo de processo em algumas cidades da Europa⁶.

⁶Na antiguidade, cita-se o caso dos esgotos de Jerusalém, que eram utilizados na irrigação dos jardins reais, após uma prévia passagem em tanques de sedimentação. Não existem, porém, indicações de que se tratavam de esgotos sanitários, somente de que eram águas provenientes da lavagem do sangue dos sacrifícios, no Templo.

Na Lombardia, os monges cistercienses iniciam, talvez no século XIII, a irrigação dos prados *Marcitas* com as águas dos canais que atravessavam a cidade de Milão. Havia também a famosa "*Huerta de Valencia*", onde se fazia, desde a Idade Média, o aproveitamento agrícola das águas usadas da cidade. Por volta do ano de 1559, se inicia idêntica prática na cidade de Boleslavia, na Alemanha, o mesmo acontecendo, a partir do século XVIII, em algumas cidades do condado de Devon, na Inglaterra.

Na Inglaterra, Chadwick completa seu programa de reforma sanitária com o estabelecimento do princípio de que a água distribuída às cidades deveria, após cumprir a sua finalidade de higienização das residências, voltar aos campos, neles depositando toda a carga de impurezas que recebera e somente após isso retornando a alimentar os rios e fontes.

O grande sanitarista observara os excelentes resultados da utilização agrícola das águas de esgoto nas vizinhanças de Edimburgo. Uma certa superfície de areias marinhas estéreis vinha sendo irrigada desde meados do século XVIII com as águas de esgotos urbanos e se transformara em prados tão férteis que permitiam até cinco cortes de plantas forrageiras por ano.

Durante toda a segunda metade do século passado, a recomendação do uso das águas servidas na agricultura foi unânime entre os sanitaristas, engenheiros e economistas.

Na Inglaterra, sob o impulso das idéias de Chadwick, Ebrington e Ward, se inicia a prática da utilização agrícola das águas de esgoto. As "sewage farms" se multiplicaram por todo o país, atingindo o número de doze em 1869, quarenta e quatro em 1873 e cento e trinta e quatro em 1881⁷.

Mille, em 1865, após viagens às cidades inglesas, bem como a Milão e Valença, propõe depurar dos esgotos de Paris na planície de Gennevilliers e no planalto de Pierrelaye. A idéia não foi imediatamente aceita, e se nomeia, em 1866, para opinar sobre o assunto, uma comissão técnica presidida pelo químico Dumas. A decisão foi a de que se deveria antes proceder a experiências paralelas de depuração dos esgotos pelo solo e pelo sulfato de alumínio. Em 1868 se iniciam as experiências, primeiro com a depuração pelo solo no pequeno campo de Clichy, depois em seis hectares de terras adquiridas na planície de Genevilliers. Os resultados segundo Mille foram excelentes e após a guerra, mais precisamente em 1878 a área irrigada já atingia 370 hectares, aumentando para 500 hectares em 1882 e 668 hectares em 1887. A depuração com a utilização de sulfato de alumínio, face aos excelentes resultados com a depuração agrícola, foi permanentemente abandonada.

Essa marcha ascensional do processo de irrigação agrícola com águas de esgotos, não se realiza, entretanto, sem despertar enormes protestos, que partem da França, dos proprietários de terrenos vizinhos aos campos irrigados, apoiados pelas

⁷Jules Rochard, *Encyclopedie d'Hygiène*, Paris 1891, pág 261.

idéias de que esta irrigação pudesse causar malefícios à saúde pública, segundo Pasteur.

Contudo, tantos louvores e entusiasmos não bastaram para cobrir as reais deficiências e limitações do método de depuração dos esgotos pelo solo. Qualquer cidade não poderia dispor, em suas vizinhanças de terrenos permeáveis, em grande extensões e a baixo custo; sobretudo na Inglaterra, onde o solo é predominantemente argiloso. Para contornar esta dificuldade, o primeiro recurso de que lançaram mão os ingleses foi o de reduzir a quantidade de sólidos contidos nos esgotos por um tratamento preliminar: a sedimentação simples, o peneiramento, ou a precipitação química. Por esse meio, não somente se poderia aplicar a irrigação em terrenos não suficientemente permeáveis, como também se reduziria substancialmente a área necessária à depuração. De fato, um esgoto bruto exigia terrenos de 1 hectare para cerca de 250 a 1000 pessoas, enquanto que um esgoto previamente clarificado, exigia 1 hectare para cerca de 1250 a 2500 pessoas, isto é áreas 2,5 a 5 vezes menores.

Estes foram os primeiros passos dados no caminho dos métodos de depuração artificial, mas a comparação com os perfeitos resultados obtidos pela depuração pelo solo, transformou-se no principal obstáculo ao desenvolvimento dos métodos considerados "artificiais".

Depois que a ciência aceitou como verdade firmemente estabelecida a teoria pasteuriana das doenças causadas pelos germes, o prestígio da depuração natural se firmou como a única solução do problema de tratamento de esgotos, pois a água, proveniente do tratamento pelos solos, apresentava uma contagem de germes que podia ser comparada com a das águas provenientes de uma fonte; enquanto que os tratamentos artificiais conhecidos naquele tempo não ofereciam senão uma relativa eficiência na remoção dos sólidos mais pesados ou em suspensão mais grosseira. Os efluentes tratados continham ainda toda a matéria orgânica dissolvida e a maior parte da que se encontrava em suspensão fina ou coloidal. Em termos mais precisos, os tratamentos artificiais da época não eram capazes de remover mais que 30 a 40% da matéria orgânica das águas servidas.

Estas observações, aliadas à de que os efluentes clarificados continham ainda germes em grandes proporções, levaram os higienistas e engenheiros da época a descrever inteiramente dos processos artificiais. O exemplo dos resultados obtidos com a depuração pelo solo conduzia todo o pensamento dos cientistas e técnicos a exigir de qualquer outro processo resultados ao menos iguais, sem a ponderação, que hoje se faz, de que a depuração na precisa atingir, em todos os casos, o seu grau mais elevado. As exigências dos mais extremados orientadores da saúde pública atingiram tal ponto de se pedir que o esgoto depurado apresentasse qualidades comparáveis à

da água potável. Não se considerava então que sendo a água dos rios altamente suspeitas de contaminação e, na grande maioria dos casos, já poluídos na travessia das grandes cidades mesmo antes de receber os esgotos sanitários e industriais, nenhuma vantagem haveria em se empregar recursos técnicos de tão alto custo para a obtenção de um efluente depurado de características químicas e bacteriológicas superiores àqueles de um corpo d'água receptor.

Já em 1868, na Inglaterra, a *Rivers Pollution Commission*, exigia tais e tantos requisitos aos esgotos depurados que praticamente não havia margem para escolha de processo purificador, que não podia deixar de ser naquela época, a realizada pelo solo. E o *Local Government Board*, não financiava qualquer projeto e obra sanitária em que não estivesse previsto esse método de tratamento antes de seu lançamento final aos rios e mares.

Até o final do século passado não havia, portanto, nenhum método de depuração de esgotos que fosse julgado sequer compatível com a depuração dos solos, tanto que diziam os mais categóricos que a superioridade da depuração pelo solo era uma verdade "acima de toda controvérsia".⁸

A natureza dos fenômenos que davam lugar à depuração dos esgotos pelo solo não foi, desde o princípio, corretamente interpretada; pensava-se, em primeiro lugar, que ocorriam ações de filtragem mecânica e reações de oxidação química. Explicava-se,

⁸George Rafter, *Sewage Irrigation*, Washington, 1867.

então, que o esgoto distribuído sobre o solo, se desembaraçava, logo à superfície, com as substâncias em suspensão grosseira, e as partículas de menores dimensões, capazes de atravessar as primeiras camadas do terreno, seriam retidas mais abaixo, a uma maior profundidade. Em seguida vinham as reações de natureza química: o oxigênio existente nos interstícios do solo faria a "combustão" das substâncias orgânicas, transformando-as em substâncias minerais estáveis. Estas substâncias minerais seriam então aproveitadas pelas plantas ou continuariam em solução na água depurada, sem apresentar contudo, qualquer nocividade. Estas idéias eram aceitas pelos cientistas, conforme se verifica no relatório apresentado no ano de 1876 pela *Commission de la Seine*; explicava-se, então, que os inconvenientes das águas de esgotos resultam da matéria orgânica que "saindo de uma combinação organizada tende a reentrar no ciclo da vida". A todo preço, ela necessita de oxigênio, e se este lhe faltasse, ou não lhe é proporcionado em quantidade suficiente, sobrevem a putrefação; se, por outro lado, o suprimento de oxigênio é abundante, a "combustão" é completa e a redução se opera "sem o menor dano à salubridade"⁹.

Dois anos mais tarde porém, Schloesing, associado a Muntz, iniciam experiências que se tornaram famosas e que vieram a lançar novas perspectivas sobre os fenômenos em discussão, pondo em pauta a verdadeira natureza das reações que se realizam durante a oxidação da matéria orgânica no interior do solo.

⁹Descrito por Schloesing, relator da *Commision de la Seine*, 1876.

Nos *Comptes Rendus de l'Academie des Sciences*, de 1878 e 1879, Schloessing e Muntz publicam os resultados de suas pesquisas, revelando então que a nitrificação das substâncias orgânicas se detinha de maneira absoluta quando se fazia passar vapores de clorofórmio através da areia onde se processava a depuração experimental. Concluíram acertadamente portanto, que a depuração era realizada por organismos semelhantes aos que realizam as fermentações e igualmente suscetíveis de fixar oxigênio do ar sobre as matérias orgânicas mais diversas. Quanto às plantas, verificava-se agora que não tomam parte do processo de depuração, a qual se podia realizar em um solo completamente desprovido de vegetação. Por outro lado, os novos conhecimentos da fisiologia vegetal, revelados por Winogradsky e outros, mostraram que as plantas não assimilam as substâncias orgânicas complexas, sendo necessário que estas sejam preliminarmente mineralizadas ou transformadas em nitratos solúveis.

Onde não se podiam encontrar grandes áreas de terrenos com as características necessárias para a depuração pelo solo, como por exemplo acontecia em Londres, recorreram então, no século passado, ao tratamento dos esgotos pela precipitação química. A variedade dos processos que então se propunham, sobretudo na Inglaterra, era enorme; basta verificar, que nesse país, se registraram 421 patentes de invenções em apenas vinte anos (1856 a 1876). Os reativos mais aconselhados

eram a cal, o sulfato de alumínio e o sulfato de ferro. Desfrutou também de grande prestígio o chamado processo A.B.C, que empregava alumínio (Alum), sangue (Blood), argila (Clay), carvão e cal. Todos os métodos de tratamento químico apresentaram, como se sabe, a desvantagem de apenas propiciar a clarificação dos esgotos, apenas removendo uma limitada porção das substâncias orgânicas e dos germes nele contidos¹⁰.

Outro método de tratamento que surgiu no século passado para contornar certas dificuldades da irrigação com aproveitamento agrícola foi o da filtração intermitente em leito de areia. O processo foi idealizado por Frankland em 1870¹¹, e apresentava a vantagem de que os leitos poderiam ser construídos artificialmente, quando não se dispunha de terreno natural apropriado, além do que se poderia aplicar a filtração de forma mais intensa do que na depuração dos solos; em um hectare se distribuíam as águas de esgoto provenientes de 2.500 pessoas, enquanto que os campos de irrigação não poderiam absorver mais do que o equivalente a 250 a 1.000 pessoas.

¹⁰Frankland, no seu relatório sobre a poluição dos rios da bacia de Mersey e Ribble, apresentou os seguintes resultados médios da depuração efetuada por diversos processos de precipitação química: Remoção de carbono orgânico dissolvido - 28%, Nitrogênio orgânico dissolvido - 37%, Matéria orgânica em suspensão - 90%.

¹¹No primeiro relatório da *Royal Comission on Pollution of Rivers*, publicado em 1870, são expostas as experiências realizadas com a filtração em leitos de areia. Em primeiro lugar se tentou a filtração com fluxo de ascensão, que fracassou; em seguida, inverteu-se o processo, realizando-se a filtração por fluxo em descensão, que apresentou resultados encorajadores, com redução de 72,8% do carbono e 87,6% do nitrogênio. O novo método foi aplicado pela primeira vez em Merthyr, País de Gales.

Nos Estados Unidos, os experimentadores da estação de Lawrence, Massachussetts, tendo à frente Hiram Mills, desenvolvem, a partir de 1887, estudos sistemáticos sobre o processo, verificando que é possível obter a remoção de 98 a 99% da matéria orgânica e aproximadamente a mesma proporção de germes. Contudo, não se podia considerar a filtração por leito de areia intermitente como um processo de depuração do século XIX, pois apenas umas poucas cidades inglesas e pequena população o tinham adotado, sendo o método quase que desconhecido. Na verdade, a filtração intermitente nunca passou a constituir um processo de escolha, em face do elevado preço de construção dos leitos e as grandes áreas necessárias em relação aos novos métodos que surgem a partir do começo do século atual. Além das cidades inglesas, já referidas (pouco mais de uma dezena), os filtros de areia foram apenas empregados em alguns poucos lugares dos Estados Unidos, dada a existência de superfícies arenosas apropriadas (em todo o país havia em 1904 apenas 41 instalações desse tipo, servindo a uma população de aproximadamente 250.000 habitantes).

Duas outras tentativas, podemos dizer até que "românticas" e desesperadas, de "romper a hegemonia" da depuração pelo solo foram ainda realizadas na Europa antes do final do século XIX: a evaporação e a eletrólise das águas de esgoto.

Houve, em primeiro lugar, o projeto de tratar os esgotos de Amsterdã pela evaporação. O processo consistia de concentração prévia utilizando-se de aparelhos multi-efeitos, ebulição à vácuo do concentrado e final desidratação em turbinas ou filtros-prensa. Pode-se concluir que, diante do teor extremamente baixo de sólidos nos esgotos¹², o processo não poderia ser economicamente aceitável, embora constituísse a realização mais completa do ideal higiênico.

O processo de eletrólise da água foi proposto por William Webster, em 1889, e consistia em fazer passar através da água dos esgotos uma corrente elétrica de 0,05 A/litro de esgoto. Após o tratamento observava-se a redução de 61% nas substâncias em solução e o quase total desaparecimento dos germes. Fuller e Mc Clintock¹³ dizem que várias instalações deste tipo foram abandonadas, principalmente devido aos altos custos de operação envolvidos em relação aos resultados obtidos.

Desde o início do século atual, se começa a encarar sob novos prismas este problema básico do tratamento dos esgotos: quando e quanto é preciso depurar. Já foi descrito que no século XIX se exigia sempre a depuração completa. É o *Interim Report*, publicado em 1901 pela *Royal Commission on Sewage Disposal*, que se pode

¹²Águas de esgotos de composição média contém apenas 90 gramas de sólidos por metro cúbico, o que representa a baixa percentagem 0,09%. Estudos realizados nos Estados Unidos, na década de 40 deste século para tratamento de resíduos industriais mostraram que a evaporação somente se torna economicamente viável quando o teor de sólidos é de pelo menos 7% (Eldridge, *Industrial Waste Treatment Practice*, Nova Iorque, 1942).

¹³Fuller e Mc Clintock, *Solving Sewage Problems*, Nova Iorque, 1926.

considerar como ponto de partida de uma nova orientação da técnica sanitária, afrouxando o primitivo critério exclusivista em favor da depuração pelo solo.

Em desacordo com a anterior regra inflexível do *Local Government Board*, que exigia em todos os casos a depuração pela irrigação ou pela filtração intermitente, concluía o *Interim Report*, depois de cuidadosos estudos que “seria praticável produzir, por processos artificiais, efluentes não putrescíveis e que poderiam ser classificados como bons, de acordo com os padrões químicos usuais, podendo ser lançados aos rios sem o receio de conseqüências desagradáveis”¹⁴.

Estas idéias foram tão objetivas e práticas quanto provocadoras do aparecimento de novas técnicas de depuração, pois não exigiam, a todo o invento, a rígida condição de ser o esgoto transformado em água potável.

Logo em princípio, afirma o relatório que é possível depurar os esgotos até um grau que se deseje, seja empregando o processo tradicional da depuração dos solos, seja pelos processos biológicos artificiais que começaram a ser desenvolvidos, os tanques de contato e os leitos percoladores.

Em seguida, desembaraçando-se de regras até então totalmente aceitas pelos sanitaristas mais tradicionais, adota o princípio de que a primeira questão a ser encarada ao se estudar a depuração dos esgotos de um local é verificar qual é o grau

¹⁴Moore e Silcock, *Interim Report*, pág. 727.

de purificação que é necessário atingir face às características do esgoto e do curso d'água receptor.

Esta disposição, ao lado da verificação experimental realizada, de que os tratamentos biológicos artificiais não eram, em essência, diferentes da depuração natural biológica natural realizada pelo solo, abriu amplos horizontes à depuração artificial e facilitou todo o posterior progresso da nascente técnica da purificação dos esgotos.

Aceitando as sugestões do *Fifth Report*, o *Local Government Board* adota, em 1909, novos padrões para aferir a depuração dos esgotos ("*standards of purification*"), os quais são claramente mais liberais e flexíveis, quanto à composição química dos efluentes depurados, que os fixados em 1868 pela *Rivers Pollution Commision*¹⁵.

Contudo, no que se referia à pureza bacteriológica, a *Royal Commision* ainda adotava em 1903 (em seu *Fourth Report*) pontos de vista que hoje se consideram desnecessariamente rigorosos.

De acordo com as sugestões do Dr. A. C. Houston, bacteriologista da comissão, se exigia que os esgotos a serem lançados em rios utilizados como fonte de abastecimento potável não apresentasse germens do grupo coli em amostras de 1

¹⁵Os *standards of purification* de 1909 fixam como limite de teor de sólidos suspensos, 30 ppm. Introduz também a técnica de verificação da "putrescibilidade" dos esgotos pela determinação do oxigênio consumido em determinadas condições de tempo e temperatura (Demanda Bioquímica de Oxigênio, DBO).

cm³. Este não é, em realidade, um padrão satisfatório de água potável¹⁶, e o princípio então aceito por aquele grupo de especialistas foi o de que o custo da higienização da água recaísse sobre a autoridade responsável pela depuração dos esgotos e em parte pela responsável à purificação das águas destinadas à alimentação pública. Esta norma, que representava enorme progresso sobre as anteriores exigências de completa esterilização ou de potabilização dos esgotos, não foi durante muito tempo aceita, entretanto, por um numeroso grupo de higienistas europeus e americanos.

No continente Europeu, a regulamentação francesa sobre o assunto (recomendações elaboradas em 1909 pelo Conselho Superior de Higiene e incorporadas a uma circular ministerial de 1910) estabelece que a água dos rios deveria ter uma composição química e bacteriológica sensivelmente igual nas amostras colhidas a algumas centenas de metros a montante e a jusante dos pontos de lançamento dos esgotos. Este é evidentemente um ponto de vista de conciliação entre as duas correntes que então se defrontavam: a defendida pelos higienistas fiéis às idéias do século anterior, que desejavam a purificação completa das águas servidas e a dos que aceitavam as normas menos rigorosas do *Royal Commission*.

Em princípio, o que distinguia a norma francesa da inglesa, ambas de 1909, era que a primeira considerava que todo o processo depurador deveria se completar no

¹⁶Para a água potável, tolera-se a presença de 1 (hum) germe do grupo coli em 100 cm³ de água.

interior da estação de tratamento, enquanto que a segunda levava em conta também a purificação natural realizada nos cursos d'água. É imediato concluir que o segundo critério é inteiramente correto e que as exigências das normas francesas obrigava a operações mais completas e com maiores custos.

Os americanos L. Kinnicut, C. Winslow e R. Winthrop Pratt propõem normas mais pormenorizadas, sugerindo o seguinte:

- a) Quando uma água de rio é utilizada sem purificação como fonte de abastecimento potável, a eliminação das bactérias das águas dos esgotos é indispensável, o mesmo acontecendo, embora em menor grau, quando um grande volume de águas servidas é lançado em um lago;
- b) Mesmo quando a água captada em um rio é purificada antes de ser distribuída, pode ser desejável eliminar as bactérias dos esgotos lançados a montante, se o local de tomada é próximo do ponto de lançamento e se a poluição é considerável. A qualidade da água bruta do rio determina a maior ou menor dimensão dos filtros e o custo do processo de purificação. É absolutamente anormal impor grandes despesas a uma cidade como consequência da negligência de uma outra;

- c) Pode ser útil purificar bacteriologicamente uma água de esgotos antes de seu lançamento em um corpo d'água utilizado para banhos;
- d) É provavelmente recomendável, em todos os casos, prever um processo de esterilização de certas águas usadas particularmente infectadas (como as de um hospital de moléstias contagiosas);
- e) O caso mais importante é aquele em que campos de ostras são ameaçados pelo derramamento de esgotos nas águas sujeitas às marés. Neste caso não há alternativa: ou o abandono da indústria de ostras ou a desinfecção dos esgotos.

Contudo, a apresentação mais clara e correta do problema do quanto se devia depurar, se devia sem dúvida, naquela época, ao Dr. Houston e seus companheiros da *Royal Commission*, ao argumentarem que seria desnecessário elevar a alto grau a eliminação dos germes dos esgotos, uma vez que as águas pluviais, que não podem deixar de ser lançadas nos rios, não são desinfectadas e são bacteriologicamente quase tão impuras quanto os esgotos sanitários. Em concordância com esse modo de encarar o problema, Imbeaux julga o tratamento de grandes volumes de esgotos uma

"operação complicada e custosas" preferindo então aconselhar a purificação da água captada para a alimentação das cidades. Atualmente, com o aumento da densidade populacional e da enorme quantidade de carga orgânica proveniente de processos industriais, não se pode nunca considerar como acertada o critério do engenheiro francês, em detrimento dos cursos d'água que fatalmente não suportariam tamanha carga.

A esse respeito, convém também reconhecer que o *Eighth Report* da *Royal Commission*, publicado em 1913, estabeleceu os princípios do *Fifth Report*, levando em conta, com maior riqueza de dados práticos, a diluição das águas de esgotos nos cursos d'água¹⁷.

De todo esse movimento de revisão dos antigos conceitos adotados pela engenharia sanitária durante a segunda metade do século passado, resultou principalmente o rápido desenvolvimento da chamada depuração biológica artificial e o conseqüente declínio da irrigação agrícola com águas provenientes dos esgotos.

¹⁷Recomenda o *Eighth Report* que na escolha do processo de tratamento dos esgotos se observem as seguintes regras:

- °1- Se a diluição é inferior a 150, o efluente não deverá conter mais de 30 mg/l de substâncias em suspensão e não deverá consumir, em cinco dias, à temperatura de 18°C mais de 20 mg/l de O₂ dissolvido (DBO₅, a 18°C).
- °2- Se a diluição fica compreendida entre 150 a 300, a única condição é que o efluente contenha menos de 60 mg/l de substâncias em suspensão.
- °3- Se a diluição fica compreendida entre 300 a 500, basta que a quantidade de substâncias em suspensão seja inferior a 150 mg/l.
- °4- Enfim, se a diluição ultrapassa de 500, o lançamento direto pode ser realizado após a passagem dos esgotos em grades de barra e caixas de areia.

O primeiro processo a conquistar prestígio e a despertar o entusiasmo dos higienistas foi o "leito de contato". Inspirado nos trabalhos dos pesquisadores da Estação de Lawrence, o renomado químico inglês Dibdin inicia, em 1892, uma série de estudos experimentais de depuração de esgotos em "solos" artificiais. No caso, o objetivo consistia em reproduzir a depuração realizada nos campos de irrigação, substituindo-se o solo natural por um suporte poroso e que permitisse o intenso desenvolvimento da ação bacteriana.

Durante quatro anos, de 1892 a 1896, realizaram-se as experiências, publicando Dibdin, neste último ano, o resultado de suas pesquisas. Empregando leito de escórias, tijolos partidos ou sílex¹⁸ e sobre eles aplicando, intermitentemente, as águas de esgotos, verificou Dibdin que ações de oxidação biológica, inteiramente idênticas às realizadas na depuração pelo solo, se reproduziam nos leitos artificiais, com a diferença apenas de que a atividade era mais intensa que no processo natural.

A nova descoberta provocou entre os higienistas e engenheiros sanitários ingleses um justificado entusiasmo, pois a maior parte das cidades, então obrigadas pelas leis de proteção aos rios a efetuar a depuração de suas águas de esgotos, tinham tentado em vão empregar os métodos conhecidos até aquela época. A irrigação agrícola não era praticável senão em um restrito número de casos, por falta

¹⁸Sílex - Variedade de quartzo.

de terrenos apropriados e os diversos tratamentos químicos, todos com altíssimo custo, realizavam apenas uma parcial depuração.

Grandes cidades industriais da Inglaterra adotaram sem demora o novo sistema, entre elas Salford, Leeds, Birmingham, Bradford, Chester e outras; entretanto, foram as instalações de Manchester as mais famosas, tornando-se, de 1901 a 1907, uma parâmetro de referência para técnicos de toda a Europa e América.

Entretanto, a primeira dificuldade surgiu quando se tentou aplicar aos leitos de contato esgotos não submetidos previamente a um processo satisfatório de sedimentação, isto é, com grande teor de sólidos em suspensão grosseira. Verificou-se que nestes casos, os leitos se colmatavam e a depuração não se realizava.

Para contornar esta dificuldade, Donald Cameron propõe, em 1896, o emprego das fossas Mouras¹⁹ ao tratamento preliminar dos esgotos. A sugestão foi extraordinariamente bem recebida, e os "Septic Tanks", como chamaram os ingleses o novo equipamento, a partir de então, e durante cerca de uma década, passaram a ter uma larga aceitação e prestígio. Na verdade, achava-se que o efluente dos tanques sépticos seria mais fácil de ser oxidado no processo final dos leitos bacterianos que os próprios esgotos simplesmente submetidos a sedimentação ou precipitação química. A

¹⁹Desde 1881, o francês Louis Mouras tinha idealizado o emprego de pequenas fossas de fermentação para tratamento dos esgotos das residências, em substituição aos depósitos então usados, que necessitavam de limpezas frequentes. De acordo com os novos princípios daquela época proclamados dos Pasteur, Mouras pretendia liquefazer e gaseificar a maior parte da matéria orgânica das águas servidas, contando para isso, com a ação das bactérias anaeróbias.

prática diária e os posteriores estudos dos pesquisadores logo mostraram, porém, que nem toda a matéria orgânica é solubilizável no tanque séptico, porém apenas 30 a 50% do total e que os germes patogênicos podem perfeitamente sobreviver às condições do interior do tanque apesar das previsões e que não é verdade que o esgoto previamente submetido à septização seja mais conveniente à oxidação biológica final do que aqueles apenas tratados pela sedimentação ou precipitação química.

Devido a todas essas razões, não tardou que fossem reconhecidas as deficiências do tanque séptico e do leito de contato, evoluindo-se rapidamente para os tanques de sedimentação e filtros percoladores. Uma outra etapa, no desenvolvimento dos processos de tratamento dos esgotos sanitários, foi o aparecimento do filtro percolador, o "percolating system" dos ingleses, que primeiro o puseram em funcionamento, instalando com êxito, entre outras cidades, em Chesterfield (1901) e em Birmingham (1905)²⁰.

Logo se evidenciaram as grandes vantagens do filtro percolador em relação aos leitos de contato. Em primeiro lugar, eles podiam depurar, em igualdade de área ocupada, pelo menos o dobro de esgoto que seria possível depurar com os leitos de

²⁰Birmingham tinha começado a depurar os seus esgotos por processos artificiais em 1903, empregando inicialmente tanques de contato (tanques sépticos + leitos de contato).

contato²¹, o que constituía, em algumas localidades, notável economia nas aquisições de terreno extremamente valorizados.

Outras vantagens eram também apontadas no novo sistema: menor custo de construção, por ocupar menor área e dispensar muros laterais estanques; maior eficiência, uma vez que somente a purificação realizada pelos tanques de contato de dois estágios poderia se igualar à obtida em um simples filtro percolador; menores cuidados de operação; maior capacidade de suportar sobrecargas temporárias e melhor aeração natural do leito das pedras.

Por todos esses motivos, firmou-se definitivamente o prestígio dos filtros percoladores, evitando-se quase que completamente, a aplicação dos leitos de contato nas décadas seguintes. É verdade que, posteriormente, com a invenção dos leitos de contato artificialmente aerados, se tentou reviver o processo, mas a sua aceitação continua restrita, sendo aplicado na maioria dos casos apenas em pequenas instalações, principalmente nos sistemas de esgotos sanitários dos campos militares²².

²¹Os filtros percoladores podem receber cargas de 1 a 2 m³/m²/dia, enquanto que os leitos de contato de dois estágios que efetuam purificação comparável, apenas podem tratar cerca de 0,5 m³/m²/dia.

²²O processo denominado "contact aeration" foi idealizado por Buswell, Bach e Imhoff, em 1925. Sobre ele Imhoff assim se manifestou: "Com os últimos aperfeiçoamentos do processo dos lodos ativados e dos leitos bacterianos, os leitos de contato aerados não foram mais considerados para o tratamento de efluentes urbanos, tanto por motivos de ordem técnica como de ordem econômica" (Imhoff, *Manuel de l'Assainissement Urbain*, Paris, 1947).

Era inevitável que, tendo sido criada, com sucesso, a técnica de se "reproduzir" artificialmente a depuração natural realizada pelo solo, surgisse também a idéia de criar um processo que igualmente reproduzisse a auto-depuração natural que se realiza nos cursos d'água. Foi o que aconteceu realmente a vários pesquisadores, sendo talvez o primeiro deles o Dr. Angus Smith, que em 1882 apresenta um relatório sobre a aeração artificial dos esgotos ao *Local Government Board* inglês, lançando, desta forma, a idéia do processo dos lodos ativados, que somente seria apresentado em definitivo em 1914, por Gilbert J. Fowler, E. Arden e W.T. Lockett, todos de Manchester, Inglaterra. É verdade que tentativas mal sucedidas tinham sido já realizadas pelo químico francês Lauth, por volta de 1875, alguns anos antes do relatório do Dr. Angus Smith. De 1882 a 1913, um grande número de pesquisadores se empenharam em desenvolver o processo, que é finalmente consagrado pela engenharia sanitária entre 1915 e 1917, com as instalações de Milwaukee (Estados Unidos, 1915), Worcester (1916, Inglaterra) e Houston (1917, Estados Unidos).

Um aspecto a ser lembrado é que Frankland, que era contemporâneo de Lauth, admitia, e todos aceitavam, que a auto-depuração natural dos cursos d'água era um fenômeno de oxidação química, realizado às custas de oxigênio dissolvido na água ou absorvido da atmosfera.

A partir de 1916 o processo dos lodos ativados é empregado com extraordinário sucesso por toda a parte. A eficiência da depuração excedia a de todos os processos artificiais até então desenvolvidos e os técnicos de todos os países passaram a recomendá-lo com entusiasmo no caso em que fosse desejável obter elevados índices de remoção da matéria orgânica. Apenas limitava o campo de aplicação do novo método a extrema delicadeza do seu funcionamento, que exigia, para se obter bons resultados, uma excelente técnica de controle.

Por outro lado, embora ocupando áreas muito pequenas, as instalações de uma estação de tratamento de efluentes por lodos ativados eram de um custo muito alto por incluir uma variedade de equipamentos mecânicos, na época muito complexos, em comparação com os empregados anteriormente nos processos de leitos bacterianos²³. Por estes motivos, o processo era apenas recomendado para as grandes instalações, que servissem a cidades importantes e que dispusessem de grandes recursos financeiros, além de assistência técnica permanente e altamente especializada.

Contudo, os aperfeiçoamentos introduzidos posteriormente na fabricação de compressores, bombas hidráulicas, insufladores de ar, raspadores de lodo e demais equipamentos mecânicos, todos eles agora de funcionamento mais simples e seguro, permitem atualmente a construção de instalações de reduzido tamanho e que exigem

²³Com essa expressão, designa-se conjuntamente os leitos de contato e os filtros percoladores.

menores habilitações profissionais. Por outro lado, o próprio controle técnico do processo, pode ser realizado hoje de maneira mais simples e mais segura, estando melhor conhecidas as causas de perturbações do processo²⁴.

Para uma melhor visualização da comparação dos três tipo de processos artificiais que definitivamente surgiram nas três décadas que vão de 1890 a 1920, é apresentada uma tabela comparativa no que diz respeito a área ocupada, custos de construção (daquela época) e eficiência.

	ÁREA OCUPADA HAB / HECTARE	CUSTO RELATIVO	EFICIÊNCIA %
LEITOS DE CONTATO	12.500	4,5	80
FILTROS PERCOLADORES	50.000	2,5	85
LODOS ATIVADOS	375.000	5,0	92

²⁴Em sua obra "Sewage Treatment Works", Keefer aponta 24 causas diferentes de perturbações do processo, que se manifestam pela formação de lodo com difícil sedimentação (bulking).

Do período de 1920 a 1950, foram inumeráveis os estudos que visavam apenas o melhor aperfeiçoamento dos métodos básicos e já consagrados da técnica das técnicas já mencionadas.

A primeira inovação importante foi a introdução da técnica de operar leitos percoladores com velocidades de filtração muito superiores às que eram então admitidas. Esta idéia básica se deve a Harry Jenks, que em 1934 apresenta o que hoje conhecemos como "biofiltros", fazendo com que os esgotos passassem, sucessivamente, várias vezes pelos leitos filtrantes. Desta maneira, pode-se aplicar aos filtros volumes muito maiores de esgotos que os leitos percoladores poderiam suportar, sendo possível também obter maiores ou menores níveis de depuração, bastando apenas para isto variar o número de recirculações.

A sua aplicação é especialmente vantajosa na depuração dos resíduos industriais excessivamente concentrados, os quais dificilmente poderiam ser tratados em filtros percoladores comuns.

Outro aspecto do funcionamento dos filtros percoladores, que foi melhor estudado e entendido neste período, é a renovação de ar no interior do leito de pedras.

Quando os leitos filtrantes são constituídos de material de granulometria de aproximadamente 6 cm de diâmetro, a tiragem natural realizada através das canalizações das linhas de distribuição é satisfatória, permitindo, segundo estudos, a

renovação de um volume de ar de cerca de 9 a 10 m³/m³ de leito filtrante por dia. Utilizando-se, porém, de leitos filtrantes de granulometria reduzida, ou mesmo aplicando-se a estas cargas orgânicas elevadas, torna-se essencial utilizar-se de tiragem forçada, utilizando insufladores de ar, ou mesmo exaustores mecânicos, a fim de promover o suprimento necessário de oxigênio.

No filtro do tipo Halvorson, por exemplo, é recomendado insuflar cerca de 240 m³ de ar por m³ de leito filtrante por dia.

Paralelamente, foram se desvendando e caracterizando todas as etapas do processo de depuração dos lodos ativados, e com isto se desenvolveram outros métodos variantes desta modalidade; entre eles pode-se destacar o sistema de lodos ativados com aeração prolongada, os valos de oxidação, as lagoas de aeração e as lagoas de estabilização.

2. LEGISLAÇÃO BRASILEIRA ATUALMENTE EM VIGOR (MAIS RESTRITIVA)

No Brasil, a regulamentação a respeito de emissão de poluentes é feita em nível nacional, decretada pela LEI Nº 6.938, de 31 de agosto de 1981, que dispõe sobre a Política Nacional do Meio Ambiente, seus fins e mecanismos de formulação e aplicação.

Como alternativa, todos os Estados podem estabelecer seus próprios limites de emissão, desde que mais restritivos que os nacionais, e ainda os Estados ou os Municípios podem designar áreas onde a restrição pode ainda ser maior.

Como legislação estadual mais restritiva, encontra-se a legislação do estado de Minas Gerais, instaurada pela COPAM (Comissão de Política Ambiental) e emitida pela Secretaria de Estado de Ciência e Tecnologia em Fevereiro de 1983.

A respeito de emissão e concentração de resíduos em corpos d'água, encontra-se a seguinte descrição:

"A COPAM - Comissão de Política Ambiental, no uso de atribuição que lhe confere o artigo 5º, Ítem 1, da Lei nº 7.772 de 08 de setembro de 1980, que dispõe sobre a proteção, conservação e melhoria do meio ambiente no Estado de Minas Gerais, considerando a necessidade de operacionalizar imediatamente a proteção ambiental no Estado, resolve fixar normas e padrões para Lançamento nas Coleções de Água:

Art. 1º - Nas águas de Classe 1²⁵ não serão tolerados lançamentos de efluentes, mesmo tratados.

Art. 2º - Os efluentes de qualquer fonte de poluição somente poderão ser lançados, direta ou indiretamente, nas coleções de água, superficiais e/ou subterrâneas, desde que obedeçam às condições abaixo e que, após o lançamento, satisfaçam os limites estabelecidos para os parâmetros das classes correspondentes:

- a. pH entre 6,5 e 8,5 ($\pm 0,5$),
- b. temperatura inferior a 40°C,
- c. sólidos sedimentáveis: até 1ml/litro, em teste de uma hora em Cone Imhoff,
- d. ausência de materiais flutuantes,
- e. óleos e graxas:

- até 20 mg/l - se de origem mineral

- até 100 mg/l - se de origem animal e/ou vegetal,

- f. DBO/5 dias 20°C: no máximo de 60 mg/l (este limite só poderá ser ultrapassado no caso de sistema de tratamento de águas residuárias reduzir a carga poluidora do efluente, em termos da DBO/5 dias 20°C do despejo em, no mínimo, 85%),

²⁵Classe 1 - águas destinadas ao abastecimento doméstico, sem prévia ou com simples desinfecção;

g. sólidos em suspensão:

- uma concentração máxima diária de 100 mg/l,
- uma concentração média aritmética mensal de 60 mg/l,

h. não contenham substâncias em concentrações superiores a:

arsênio total.....	0,2 mg/l
bário total.....	5,0 mg/l
boro	5,0 mg/l
cádmio total	0,1 mg/l
chumbo total	0,1 mg/l
cianeto	0,2 mg/l
cobalto	não definido
cobre total.....	0,5 mg/l
cromo hexavalente.....	virtualmente ausente
cromo trivalente.....	1,0 mg/l
estanho.....	4,0 mg/l
fenóis	0,2 mg/l
ferro solúvel (Fe^{2+}).....	10,0 mg/l
fluoretos	10,0 mg/l
manganês total solúvel	1,0 mg/l

mercúrio total.....	0,01 mg/l
metais tóxicos totais	3,0 mg/l
níquel total.....	1,0 mg/l
prata total.....	0,1 mg/l
selênio total.....	0,02 mg/l
sulfetos.....	0,05 mg/l
zinco total	1,0 mg/l
pesticidas organofosforados e carbamatos	0,1 mg/l
sulfetos de carbono, tricloroetileno, clorofórmio, tetracloreto de carbono	1,0 mg/l
aldrin, diedrin, DDT e heptacloro	virtualmente ausente
compostos organoclorados não listados acima	0,05 mg/l
detergentes	2,0 mg/l

- i. regime de lançamento contínuo de 24 (vinte e quatro) horas por dia, com variação máxima de vazão de 50% da vazão horária média.

Parágrafo único - no cálculo das concentrações máximas permissíveis não serão consideradas vazões de efluentes líquidos obtidos através de diluição dos efluentes com a água não poluída (por exemplo, água de abastecimento, ou água utilizada para refrigeração).

Art. 3º - Poderá a COPAM autorizar o lançamento de despejos líquidos biodegradáveis em concentrações superiores às estabelecidas no ítem f do Artigo 2º, desde que sejam respeitados os padrões e características do corpo receptor.

Art. 4º - Onde houver sistema público de coleta e tratamento de esgotos, os efluentes líquidos de qualquer fonte poluidora deverão preferencialmente ser nele lançados.

Art. 5º - Considerando sempre as condições particulares do sistema de esgoto, a entidade responsável por sua operação fixará os limites máximos de concentrações de elementos e substâncias que nele possam ser lançados, que deverão ser aprovados pela COPAM.

Art. 6º - Os casos omissos serão decididos, baseando-se em padrões recomendados ou aceitos internacionalmente, ou do país de origem da tecnologia a que se refere.

Art. 7º - Esta Deliberação entrará em vigor na data de sua publicação, revogados os dispositivos em contrário.

Belo Horizonte, 26 de maio de 1981

FERNANDO FAGUNDES NETTO

Presidente da COPAM"

3. CARACTERÍSTICAS DO EFLUENTE A SER TRATADO:

Para efeito de projeto e dimensionamento da estação, será considerada uma unidade fabril de manufatura de produtos cujo matéria prima principal é o leite animal, como por exemplo uma fábrica de queijos ou um posto de recepção de leite. Por isso, o efluente produzido por esta fábrica compõe-se basicamente de leite, proveniente de algum tipo de processo ou lavagem de maquinário, uma pequena parcela de produtos químicos de limpeza (detergentes, ou soda cáustica), soro animal natural do leite e águas residuais internas da fábrica, que podem conter urina, fezes, papéis, restos de comida, etc.

Como se pode notar na tabela das primeiras páginas, o efluente desta suposta fábrica possui uma elevada carga orgânica, com difícil decantação, sendo que esta também se enquadra na Deliberação Normativa nº 06/81 da COPAM como fonte de poluição, seguindo a classificação da SECRETARIA DA RECEITA FEDERAL.

Como parâmetro de projeto, foi escolhida uma carga orgânica DBO_5 de 0,83 Kg O_2/m^3 (830 mg/l), com uma vazão média de 10 m^3/h , com máxima vazão de 13 m^3/h e vazão mínima 5 m^3/h ; as concentração de detergentes e outras substâncias são tão baixas que se não fosse pela carga orgânica, não necessitariam de um tratamento

específico. Pode-se ainda supor que o pH deste efluente seja ligeiramente básico, algo em torno de 8,0 a 8,5, devido aos produtos de limpeza.

A concentração de óleos e graxas, na forma de material flutuante, pode ser considerada quase que inexistente, e como parâmetro de projeto, será utilizado uma concentração de 6 mg/l, que segundo autores, indica um valor bastante baixo.

Visando atender perfeitamente à legislação mais restritiva, ou seja, a legislação da COPAM, do Estado de Minas Gerais, a eficiência de remoção de carga orgânica deve ser de no mínimo 92,8%, o que estaria acima do mínimo de 85% exigido e o que representaria um efluente tratado com aproximadamente uma carga de DBO5 de 59,8 mg/l (o máximo recomendado é de 60 mg/l), a fim de se obter uma pequena folga; para se evitar qualquer problema de ordem legal e de cinética do processo, a eficiência de remoção será considerada de 95%.

A área útil para a construção da estação será de cerca de 500 m² (25m x 20m), sendo o terreno na sua maior parte plano e em boas condições.

A fim de se realizar com perfeição o nível de depuração desejada, os seguintes temas serão tratados e quando possível, corretamente dimensionados e seus custos estimados:

- Remoção de sólidos, areia, gordura e materiais flutuantes;
- Remoção de sólidos sedimentáveis;

- Digestão anaeróbia;
- Lodos ativados;
- Lodos ativados com aeração prolongada e
- Valos de oxidação.

A estação de tratamento então poderá ser composta por um processo de tratamento primário, onde se prevê a remoção de sólidos e decantação primária, uma etapa de tratamento biológico, podendo ser pelo processo dos lodos ativados, lodos ativados com aeração prolongada ou valos de oxidação, e um processo de digestão anaeróbia para o lodo produzido.

4. REMOÇÃO DE SÓLIDOS, AREIA, GORDURA E MATERIAIS FLUTUANTES:

Como, na suposta composição do efluente produzido por esta indústria, não é encontrada uma grande quantidade de sólidos, sendo estes basicamente pedaços de papéis, um pouco de areia proveniente da limpeza e alguns outros objetos "estranhos" ao esgoto, a remoção pode ser realizada por meio de grades de barras convenientemente dispostas, de modo que permita a retenção e a remoção do material contido no efluente.

Uma outra opção para que este material sólido não prejudique a cinética do processo de depuração ou os equipamentos da estação, seria triturar estes materiais, de modo que os sólidos se transformem em um material de pequena granulometria e possa ser removido por processos de depuração biológica ou floculado de modo convenientemente. O emprego de trituradores pode ser usado neste caso, mas, a sua utilização é bastante discutida pelos projetistas, que preferem a remoção imediata desses sólidos à sua transformação, condicionada a um outro sistema a jusante.

Os dispositivos de remoção de sólidos grosseiros por meio de grades de barras são constituídos das seguintes partes:

- Dispositivos de retenção - barras paralelas de espessura e espaçamento adequadas às condições do efluente a ser tratado;
- Dispositivos de remoção - equipamentos que tem por finalidade a remoção de material que é retido nas grades, como por exemplo garfos, ancinhos, etc.

Os dispositivos de retenção mais comuns são as grades, constituídas geralmente de barras de ferro ou aço dispostas paralelamente, perpendicularmente ou mesmo inclinadas, de modo que permita o fluxo normal dos esgotos, evitando grandes perdas de carga, reterendo o máximo de material grosseiro transportado junto com os esgotos.

O espaçamento entre as barras é função do tipo de material que se deseja reter. As grades são, por esta razão, classificadas em tipos:

Tipos	Espaçamento	
	Em polegadas	Em centímetros
Grades grosseiras	Acima de 1 1/2	4,0 a 10,0
Grades médias	3/4 a 1 1/2	2,0 a 4,0
Grades finas	3/8 a 3/4	1,0 a 2,0

Ref: Azevedo Netto, J.M; Hess, M. L. - "Tratamento de Águas Residuárias".

Em relação às dimensões transversais das barras, são usualmente empregados os seguintes valores:

Tipos	Seção da barra	
	Em polegadas	Em centímetros
Grades grosseiras	$3/8 \times 2$	$0,95 \times 5,00$
	$3/8 \times 2.1/2$	$0,95 \times 6,35$
	$1/2 \times 1.1/2$	$1,27 \times 3,81$
	$1/2 \times 2$	$1,27 \times 5,00$
Grades médias	$5/16 \times 2$	$0,79 \times 5,00$
	$3/8 \times 1.1/2$	$0,95 \times 3,81$
	$3/8 \times 2$	$0,95 \times 5,00$
Grades finas	$1/4 \times 1.1/2$	$0,64 \times 3,81$
	$5/16 \times 1.1/2$	$0,79 \times 3,81$
	$3/8 \times 1.1/2$	$0,95 \times 3,81$

Ref: Arruda Pessoa, C.; Pacheco Jordão, E. - "Tratamento de Esgotos Domésticos".

As grades podem ser instaladas na vertical ou mesmo inclinadas. Geralmente se adotam inclinações de 45° ou 60° com a horizontal, para grades finas e 30° ou 45° , para as grades grosseiras. As grades inclinadas, segundo autores de publicações

à respeito, mostram melhores rendimentos que as grades verticais, isso porque a inclinação evita que o material se desprenda facilmente e retorne à canalização, além do que, quando a limpeza é realizada manualmente, esta é significativamente facilitada por esta inclinação.

O material retido nas grades deve ser removido tão rapidamente, quanto possível, a fim de evitar que a perda de carga localizada cresça progressivamente, causando "represamento" dos esgotos no canal a montante e aumente demasiadamente a velocidade do fluido entre as barras, fazendo com que alguns materiais possam ser arrastados.

A quantidade e qualidade do material retido são evidentemente função do espaçamento das barras da grade e da própria dimensão do material sólido presente no efluente, porém, para efeito de dimensionamento, Schroepter estabeleceu nos E.U.A as seguintes relações estatísticas dos esgotos domésticos:

Espaçamento, cm	Quantidade (l/m ³)
2,0	0,038
2,5	0,023
3,5	0,012
4,0	0,009

Ref: Arruda Pessoa, C.; Pacheco Jordão, E. - "Tratamento de Esgotos Domésticos".

O material removido, devido à sua pequena quantidade, pode ser encaminhado junto com o lixo sólido produzido, mesmo que com grande quantidade de umidade.

A velocidade de passagem na grade não deve ser muito elevada, a fim de não arrastar material previamente retido; por outro lado, não deverá ser muito baixa, a fim de não permitir decantação de sólidos.

Recomendam-se, para vazão máxima de projeto, os seguintes valores para a velocidade de fluxo através do espaçamento entre barras:

- Velocidade mínima - 0,6 m/s
- Velocidade máxima - 1,0 m/s

Alguns autores admitem variações de 0,6 m/s a 1,0 m/s para vazões médias e de 1,2 m/s até 1,4 m/s para vazões máximas.

Quanto ao fator perda de carga, para efeito da manutenção da velocidade e perfil hidráulico, admite-se a obstrução de até 50% da lamina d'água no canal da grade e para perdas de cargas mínima os seguintes valores:

- grade de limpeza manual - 0,15 m
- grade de limpeza mecanizada - 0,10 m

Escolhido o formato, a dimensão e o espaçamento das barras de grade, o seu dimensionamento resume-se apenas o cálculo da largura do canal, visando as velocidades recomendadas e vazão de efluente a ser tratado.

Assim sendo, se estabelece que a área do canal S seja a soma das áreas ocupadas pelas barras e da área útil dos espaçamentos:

$$S = Au \times \frac{a+t}{a}$$

onde:

$S \Rightarrow$ área do canal até o nível d'água;

$Au \Rightarrow$ área útil para a velocidade de projeto;

$a \Rightarrow$ espaçamento entre as barras;

$t \Rightarrow$ espessura das barras;

Alguns autores denominam a expressão $a/(a+t)$ como sendo *eficiência das grades*. Se chamarmos esta expressão de E , a fórmula fica sendo:

$$S = \frac{Au}{E}$$

Esta expressão, permite utilizar o quadro a seguir, calculado em função dos diversos espaçamentos e espessuras das barras.

Espessura das barras (t)		Valores da Eficiência (E)		
Em polegadas	Em centímetros	$a=3/4$ pol $a=1,91$ cm	$a=1$ pol $a=2,54$ cm	$a=1.1/4$ pol $a=3,18$ cm
1/4	0,64	0,750	0,800	0,834
1/16	0,79	0,730	0,768	0,803
3/8	0,95	0,667	0,728	0,770
7/16	1,11	0,632	0,696	0,741
1/2	1,27	0,600	0,677	0,715

Escolhida uma velocidade de passagem na grade V , determina-se a área útil $Au=Q/V$, e então se determina a área do canal S ; geralmente também se define a

velocidade de aproximação antes da grade $V_o=Q/S$, que será usada na determinação da perda de carga.

Para a determinação da perda de carga nas grades, diversos autores desenvolveram expressões; entre elas, pode-se destacar:

Fórmula de Metcalf & Eddy

$$h_f = 1,43 \times \frac{V^2 - V_o^2}{2g}$$

Fórmula de Kirshmer

$$h_f = B \left(\frac{a}{t} \right)^{4/3} \times \sin(b) \times \frac{V^2}{2g}$$








onde:

$b \Rightarrow$ ângulo com a horizontal;

$B \Rightarrow$ Coeficiente função formato da barra.



Direção do
Escoamento

Seção	B
	2,42
	1,83
	1,79
	1,67
	1,03
	0,92
	0,76

Além das grades, que constituem o dispositivo mais comum para a remoção de sólidos grosseiros, ainda podem ser usados:

- grades curvas - recomendadas para canais rasos, com no máximo 2,5 m de profundidade.
- Peneiras - recomendadas para a remoção de sólidos finos e/ou fibrosos. Podem ser fixas ou móveis.

A remoção da areia contida no esgoto encaminhado junto com as lavagens, deve ser necessariamente realizada para evitar abrasão dos equipamentos e tubulações, reduzir a possibilidade de obstrução de tubulações, tanques, orifícios, etc e facilitar o transporte de fluídos do sistema, principalmente a transferência de lodo.

Os dispositivos destinados a retirar a areia são projetados de modo a permitir as operações de retenção (caixa de areia) e de remoção (transportador de areia). Devido à pequena quantidade de areia contida no efluente a ser tratado, apenas será considerada a retenção da mesma.

O processo consiste na rápida decantação da areia, adotando-se velocidades de fluxo adequadas, a fim de que o material possa ser decantado e posteriormente retirado facilmente. Na prática o material retido são partículas cujo diâmetro médio varia de 0,1 mm a 0,4 mm, e para a retenção destas partículas, adota-se velocidades de aproximadamente 0,3 m/s. Velocidades maiores que esta permitirão arrastar partículas maiores que se desejaria reter; em contrapartida, velocidades menores (em torno de 0,15 m/s), permitirão a deposição de matéria orgânica, provocando odores desagradáveis, devido à decomposição da mesma.

Para o dimensionamento das caixas de areia, é aplicada a lei de Stokes, tendo como hipótese, partículas esféricas pequenas num meio viscoso, com número de Reynolds menor que 1.

Para efeitos práticos, para partículas de diâmetro iguais ou maiores que 0,2 mm, as velocidades de sedimentação são da ordem de 2 cm/s e temos:

$$V_1 = \frac{L}{t_1} \quad e \quad V_2 = \frac{H}{t_2}$$

onde:

$V_1 \Rightarrow$ Velocidade do fluxo, geralmente em torno de 30 cm / s

$V_2 \Rightarrow$ Velocidade de decantação, para partículas de ϕ mé dio de 0,2 mm é de 2 cm / s

$L \Rightarrow$ Comprimento da caixa

$H \Rightarrow$ Altura da caixa

Como o tempo para uma partícula percorrer as distâncias H e L é o mesmo, agrupando-se as duas expressões e reordenando temos:

$$L = 15H$$

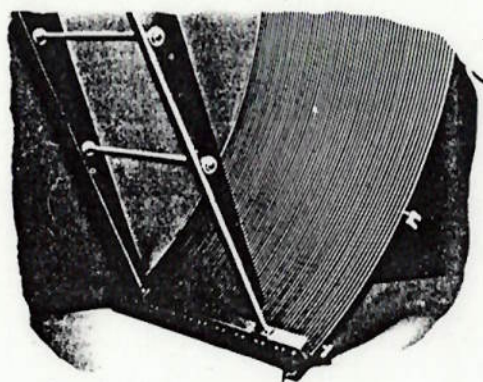
Para efeito de segurança, devido a efeitos de turbulência, adota-se um valor de segurança de 50%, assim;

$$L = 22,5H$$

Conhecendo-se então a altura H da lamina d'água, e a velocidade V_1 de escoamento, calcula-se então a largura da caixa.

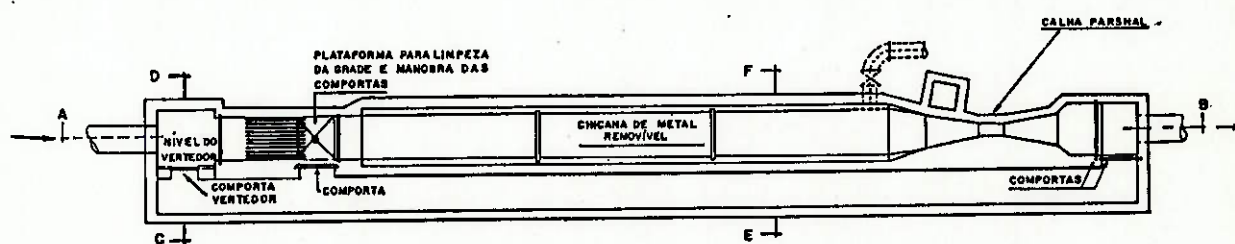
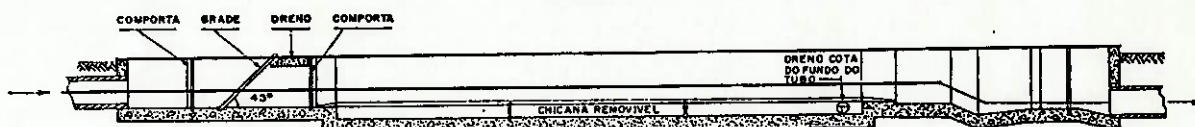
Para se controlar a vazão e conseqüentemente a velocidade de fluxo, são utilizados vertedores proporcionais (Vertedor Sutor), ou canais parabólicos e seções de controle, ou ainda canais retangulares e calhas de controle do tipo Parshall ou Palmer Bowler.

As figuras abaixo ilustram um conjunto típico para remoção de areia contido em efluentes e grades para remoção de sólidos.

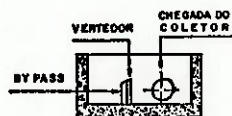


Grade de barras curvas

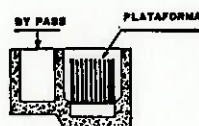
CORTE A-B



CORTE C-D



CORTE E-F



Conjunto grade-caixa de areia

5. REMOÇÃO DE SÓLIDOS SEDIMENTÁVEIS:

As unidades responsáveis pela remoção dos sólidos que podem ser separados por simples sedimentação (com exceção da areia) são chamados decantadores.

A finalidade dos decantadores é remover estes sólidos, de tal forma que os efluentes estejam em condições de serem lançados nos corpos receptores ou de serem submetidos a tratamentos secundários, nos casos em que um maior nível de tratamento faz-se necessário.

Em termos de qualidade, espera-se uma remoção de sólidos em suspensão da ordem de 40 a 60%, e da DBO de 25 a 35%, como referência. Valores inferiores a estes, podem indicar má operação, sobrecarga da instalação ou septicidade do efluente.

De acordo com suas características de projeto e construção, os decantadores são classificados em:

- a) forma: retangular, quadrado, circular;
- b) fundo: pouco inclinado ou chato, inclinado, com poços de lodo;
- c) sistema de remoção de lodos: mecanizado, simples;
- d) sentidos de fluxo: horizontal, vertical;
- e) tração: nos decantadores circulares: central, periférica.

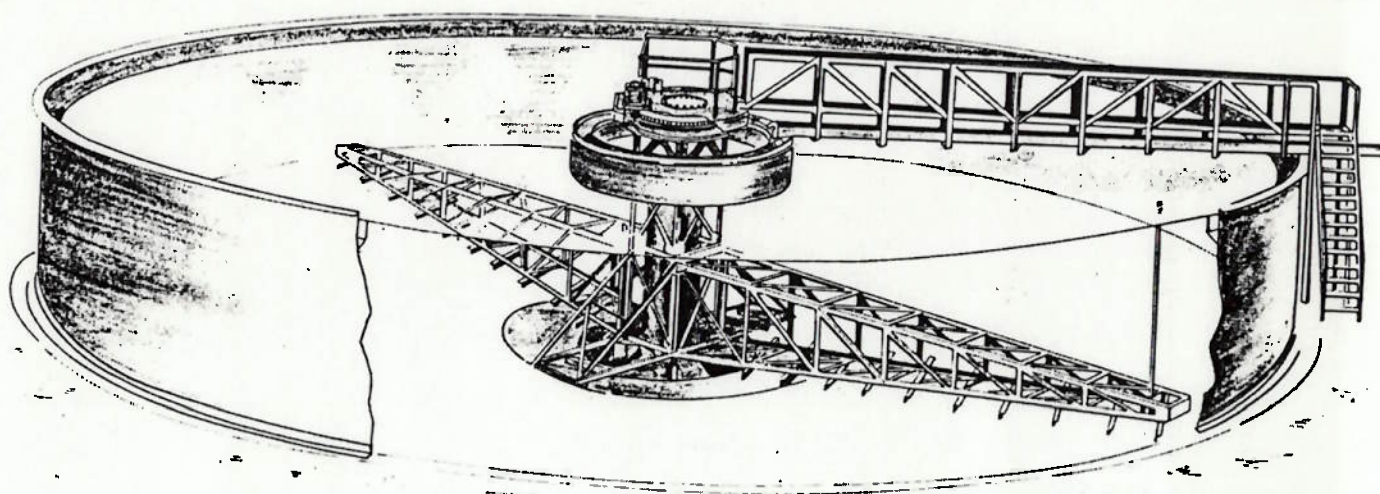
As condições de decantação estão vinculadas basicamente à velocidade de sedimentação dos esgotos dentro do tanque. Além deste parâmetro, pode-se relacionar a decantação ao tempo de detenção hidráulica no decantador.

A fim de se evitar que o lodo seja arrastado e levantado, recomenda a Norma Brasileira que seja mantida uma velocidade horizontal do escoamento inferior a 0,05 m/s no caso de decantadores primários e inferior a 0,02 m/s no caso de esgoto bruto misturado com lodo ativado recirculado.

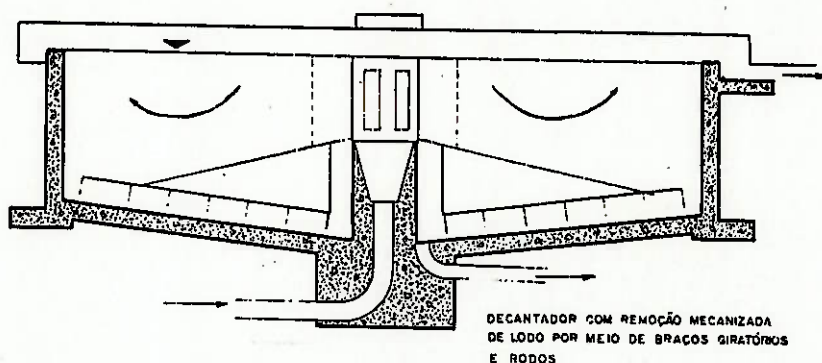
A eficiência do decantador está condicionada à capacidade de reduzir a quantidade de sólidos contidos nos esgotos. Estes sólidos são constituídos de partículas granulares e de partículas "flocosas" e possuem características de decantabilidade diferentes. As partículas granulares sedimentam em velocidades constantes, não sofrendo modificações durante seu percurso; no entanto, partículas flocosas, que são formadas durante os processos de tratamento biológico, aglutinam-se durante a decantação e aumentam a velocidade de decantação gradativamente.

A coleta do lodo é função do tipo de decantador, podendo ser manual ou mecanizada. A coleta manual é geralmente adotada nos decantadores de pequeno porte, onde o fundo do mesmo possui uma inclinação suficiente para permitir o encaminhamento natural do lodo para o poço de acumulação, onde é removido por bombeamento ou carga hidráulica. A coleta mecanizada é feita por raspadores mecanizados que arrastam o lodo sedimentado para o fundo. Desta maneira, a

inclinação do fundo não necessariamente precisa ser acentuada e a quantidade de lodo que é arrastada para o poço de acumulação é constante.



Decantador (tração central)



DECANTADOR COM REMOÇÃO MECANIZADA
DE LODO POR MEIO DE BRAÇOS GIRATÓRIOS
E RODOS

6. DIGESTÃO ANAERÓBIA:

Os esgotos, ao serem submetidos ao processo de decantação, adquirem características físicas diferentes. A parte denominada efluente líquido do decantador, com reduzida quantidade de sólidos, é encaminhada aos processos subsequentes de tratamento, ou lançada nos corpos d'água receptor. Já o material decantado, com grande concentração de sólidos, que é comumente denominado lodo, deverá ser submetido a tratamento, devido à elevada carga de matéria orgânica instável. O lodo então é encaminhado para tanques especialmente projetados, onde é decomposto anaerobiamente, caracterizando o processo de digestão anaeróbia.

A digestão anaeróbia do lodo dos esgotos é realizada para atender às seguintes finalidades:

- a) Destruir ou reduzir a níveis previamente estabelecidos, os microorganismos patogênicos.
- b) Estabilizar, total ou parcialmente, as substâncias instáveis e a matéria orgânica presentes nos lodos frescos.
- c) Reduzir o volume de lodo através de fenômenos de liquefação, gaseificação e adensamento.
- d) Dotar o lodo de características favoráveis à redução de umidade.

e) Permitir a sua utilização, quando estabilizado convenientemente, como fonte de húmus ou condicionador de solo para fins agrícolas.

Os digestores são geralmente câmaras de concreto e podem ser classificados das seguintes maneiras:

- a) forma: cilíndricos, retangular, oval.
- b) cobertura: sem cobertura, com cobertura.
- c) homogeneização do lodo: com recirculação do lodo, com recirculação do gás, com agitadores.
- d) temperatura: com aquecimento, sem aquecimento.
- e) estágios: simples estágio, múltiplos estágios.

O funcionamento dos digestores está vinculado à eficiência da digestão realizada por meio das bactérias anaeróbias e facultativas, que realizam a estabilização das substâncias orgânicas complexas. Todo o processo envolve três estágios distintos:

- a) Período de produção intensiva de ácido (acidificação)
- b) Período de digestão de ácidos.
- c) Período de digestão intensa ou de fermentação alcalina (estabilização e gaseificação).

O dimensionamento de um digestor resume-se na determinação de sua capacidade útil de reter e digerir o lodo acumulado e introduzido durante o período de digestão. A velocidade de digestão é, portanto, decisiva na determinação das características de uma unidade e pode ser significativamente afetada pelos seguintes fatores:

a) Inoculação: a adição sistemática e contínua de lodo "cru" nos digestores permite homogeneizar o material em digestão, estabelecendo um equilíbrio do processo biológico (alimento x microorganismos).

b) pH: o pH favorável à digestão anaeróbia é normalmente em torno de 7,0 a 7,4 e a correção deste fator deve ser feita com a introdução de álcalis.

c) Temperatura: Na prática, recomenda-se que a temperatura no interior do digestor seja entre 30 e 35°C.

e) Homogeneização: A mistura do lodo contido no digestor permitirá que as operações de digestão e inoculação tenham maior eficiência.

Com a determinação do volume de lodo removido do decantador e em função da temperatura média de digestão, pode-se determinar o período de detenção do lodo nos tanques de digestão e, conseqüentemente, o volume útil do digestor. Porém, alguns autores recomendam a seguinte expressão:

$$C = \left[V_f - \frac{2}{3}(V_f - V_d) \right] \times t$$

onde:

$C \Rightarrow$ Capacidade útil do digestor (l)

$V_f \Rightarrow$ Volume de lodo fresco adicionado (l / dia)

$V_d \Rightarrow$ Volume de lodo digerido (l / dia)

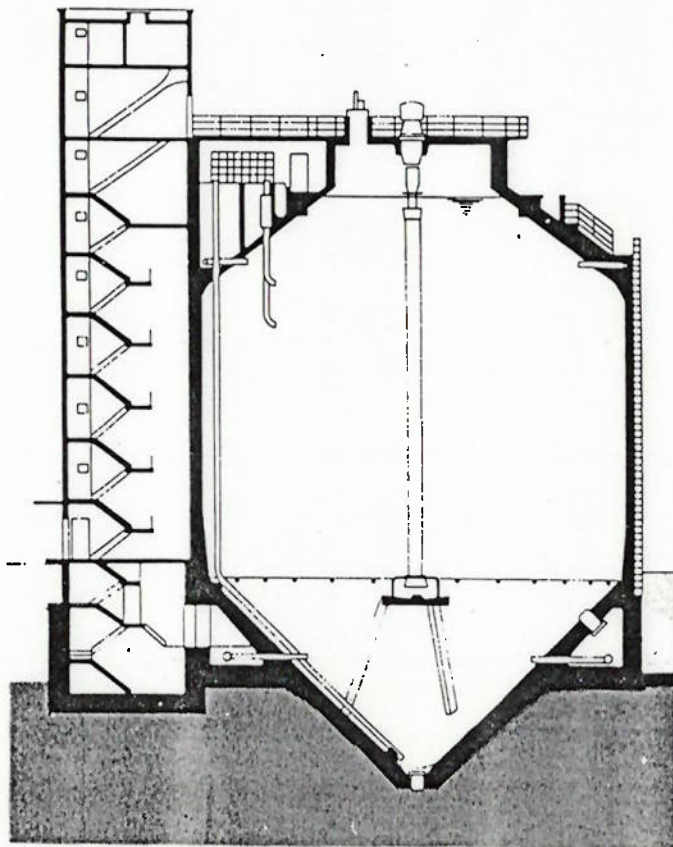
$t \Rightarrow$ Tempo de digestão (dias)

digestores aquecidos \approx 25 a 40 dias

digestores sem aquecimento \approx 60 a 80 dias

Como fator de segurança recomenda-se aumentar de 50 a 100% o volume calculado.

Como processo posterior, pode-se adotar de redução de umidade do lodo digerido, a fim de se obter alguma economia em relação a estocagem de lodo digerido, ou mesmo de transporte deste lodo. Para isto, pode-se usar leitos de secagem (drying beds) expostos ao sol, ou utilizar algum processo de queima de combustível para produzir calor e com isto promover a secagem do lodo.



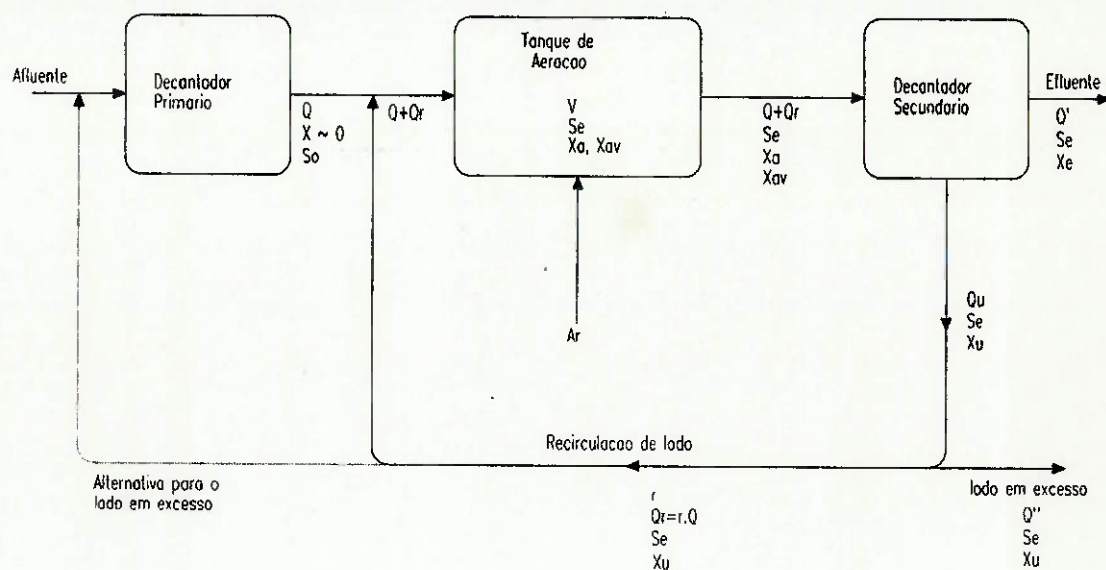
Digestor cilíndrico

7. LODOS ATIVADOS E LODOS ATIVADOS COM AERAÇÃO PROLONGADA:

Lodo ativado é o floco produzido num esgoto bruto ou decantado pelo crescimento de bactérias ou outros microorganismos na presença de oxigênio dissolvido, e acumulado em concentrações suficientes graças ao retorno de outros flocos previamente formados. O processo dos lodos ativados é um processo exclusivamente biológico: nele o esgoto afluente "cru" e o lodo ativado são misturados, agitados e aerados (nas células de aeração), para após se separar os lodos ativados do esgoto tratado através de sedimentação nos decantadores. Parte do lodo ativado é então separado e retorna para o processo, enquanto que o excesso é descartado para os digestores.

As necessidades de oxigênio dos flocos são bastante elevadas, sendo necessário suprir de modo artificial oxigênio ao processo, seja por absorção forçada da atmosfera, seja por injeção de ar no meio líquido. A quantidade de flocos, presente naturalmente, é relativamente pequena, sendo necessário um tempo muito longo e um volume de tanque muito grande para tornar o processo efetivo em condições naturais; por esta razão, se mantém nos tanques de aeração uma concentração elevada de flocos através de retorno contínuo do lodo decantado.

A figura abaixo apresenta um fluxograma do processo:



onde:

Q - vazão afluente;

Q_r - vazão de recirculação do lodo ativado;

$r = Q_r / Q$ - razão de recirculação;

Q' - vazão efluente;

$Q'' = Q - Q'$ - vazão de excesso de lodo ativado;

$Q_u = Q_r + Q''$ - vazão de retirada do lodo;

S_o - concentração de DBO5 afluente;

S_e - concentração de DBO5 efluente (e no tanque de aeração);

X - concentração de matéria em suspensão do decantador primário (desprezível);

X_e - concentração de matéria em suspensão do efluente;

X_a - concentração de sólidos em suspensão ou do lodo no tanque de aeração;

X_{av} - concentração de sólidos em suspensão voláteis no tanque de aeração;

X_u - concentração de sólidos em suspensão no lodo recirculado;

V - Volume do tanque de aeração;

ΔX - ganho de produção de lodo no tanque de aeração;

A principal vantagem do processo, é a maior eficiência de remoção e estabilização da carga orgânica aliada a uma maior flexibilidade de operação e uma menor área ocupada.

Os sistemas de aeração podem introduzir oxigênio puro diretamente às unidades do tratamento biológico, ou ar, sendo este último o mais comumente utilizado. Os sistemas convencionais de aeração por introdução de ar podem ser classificados segundo a forma de introdução nos tanques de aeração, sendo normalmente por meio de difusores e por meio de agitadores mecânicos, ou ainda uma combinação destes dois últimos.

Como variação do processo convencional dos lodos ativados está o de lodos ativados com aeração prolongada (também chamada de oxidação total), que apresenta algumas características inerentes ao tipo de processo. O processo consiste

em obrigar a um contato suficientemente longo dos lodos ativados com o esgoto bruto, de modo a obter uma maior eficiência até que o lodo residual apresente condições de boa decantação, boa filtração e quase nenhum odor, contando para isto, com uma oxidação da massa orgânica pela respiração endógena das bactérias.

Na fase de respiração endógena a matéria orgânica é totalmente utilizada para assegurar as necessidades energéticas das células, ou seja, é totalmente oxidada, e a massa de lodo tende a diminuir, havendo uma mineralização do lodo, com DBO residual do efluente bastante baixa.

Como outras principais diferenças entre o processo de lodos ativados convencional e o processo de lodos ativados com aeração prolongada, temos:

a) Tempo de contato: no processo de lodos ativados é usual termos um tempo de contato da ordem de 2 a 6 horas, enquanto que na aeração prolongada, o tempo de aeração é da ordem de 8 até 24 horas.

b) Carga de DBO e a quantidade de lodo: no processo de lodos ativados, a carga de DBO a eliminar varia de 0,20 a 1,00 Kg/dia por Kg de lodo no tanque de aeração, enquanto que na aeração prolongada está na ordem de 0,05 a 0,10.

c) Concentração e recirculação de lodo no tanque de aeração: no processo de lodos ativados a concentração varia entre 1,5 a 4,0 g/l, e a recirculação entre 25 a

100%. No processo dos lodos ativados com aeração prolongada, mantém-se até 12 g/l, com uma recirculação de lodo de quase 100%.

Como se pode notar, o processo depende basicamente de dois fatores: colocar em contato grandes quantidades de lodo ativado com relativas pequenas cargas orgânicas e aplicar um tempo de aeração bastante prolongado. Devido a estes fatores, algumas características de destacam:

a) O processo é menos suscetível aos picos de carga orgânica, aos choques biológicos e as cargas com certa toxidez, devido à grande quantidade de lodo presente no tanque de aeração e ao maior volume deste; da mesma forma, materiais com lenta degradação biológica tem, graças ao maior tempo de contato, melhores possibilidades de oxigenação. Com isto, permite-se que decantador primário, que é normalmente obrigatório em todo o tipo de instalação de tratamento, possa ser suprimido sem prejuízo no processo de aeração prolongada.

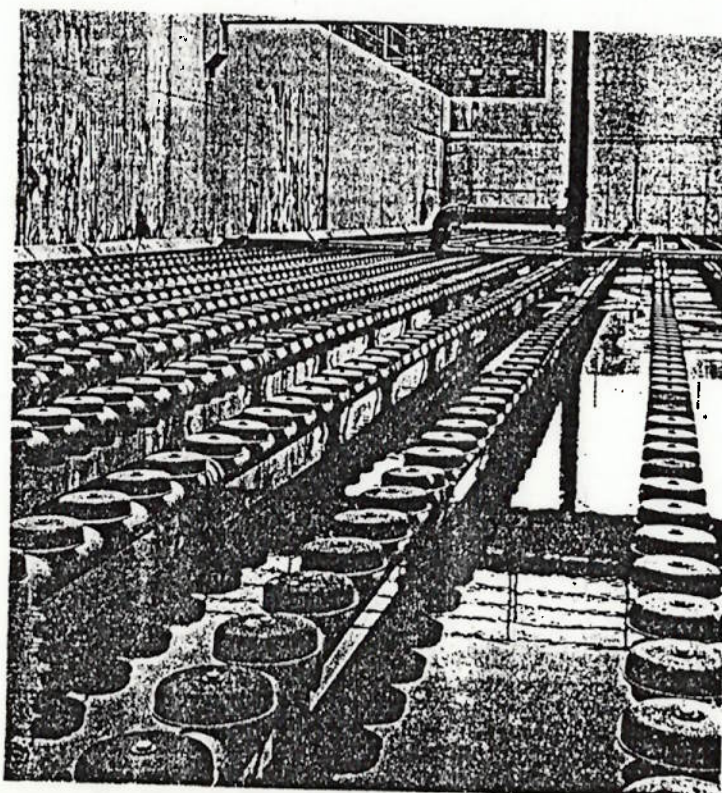
b) O lodo é mantido em alta concentração e recebe uma aeração muito maior que nos demais processos, podendo-se obter um lodo final altamente mineralizado, sem odor e com boas características de decantabilidade e filtrabilidade. Isto permite que o digestor anaeróbio, utilizado para tratamento do lodo possa ser suprimido da instalação e o excesso de lodo apenas disposto para secagem.

c) Uma vez que a quantidade de lodo no tanque e o tempo de aeração são maiores no processo, é evidente que o volume do tanque deve também ser maior. Para efeito de comparação, o seguinte quadro pode ser analisado:

Volume (m^3) de tanque por Kg de DBO eliminada por dia

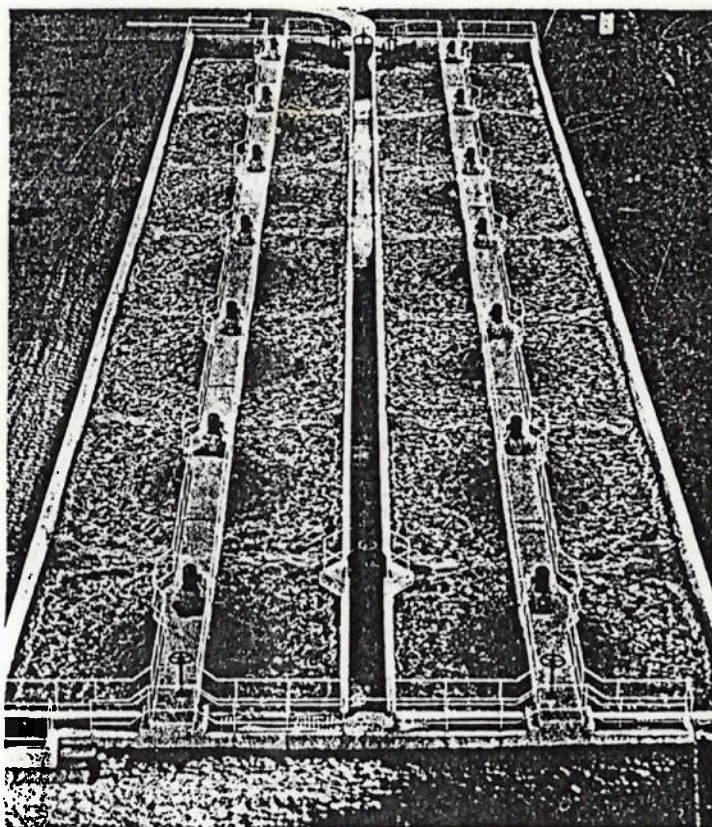
Tipo de Tratamento	Vol. (m^3)
Lodo ativado convencional	0,25 a 0,55
Aeração prolongada	2,0 a 4,0

A figura abaixo, mostra a disposição de difusores de ar em um tanque de aeração para o processo dos lodos ativados.

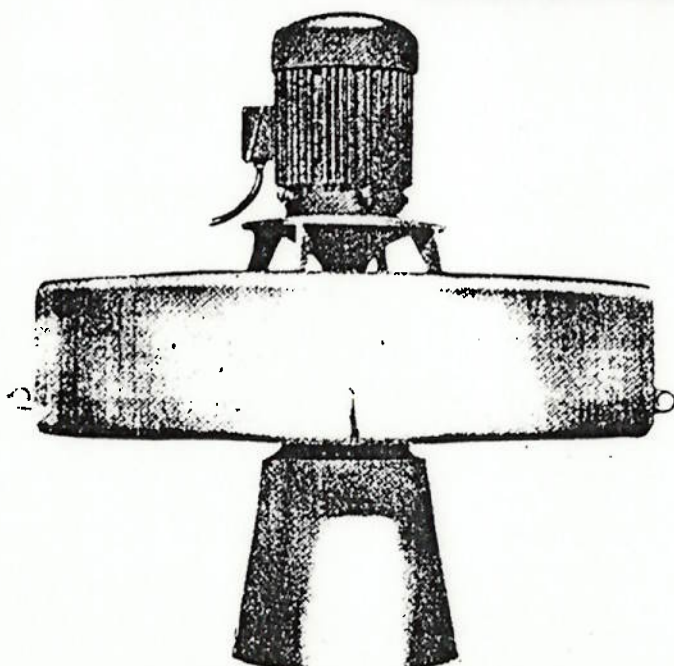


Difusores cerâmicos de bolhas finas montadas sobre tubos de UPVC ("Norton")

As figuras abaixo, mostram a disposição de aeradores tipo "flutuantes" em tanque de aeração e aerador fixo submerso.



Aeração com *fluxo e pistão*

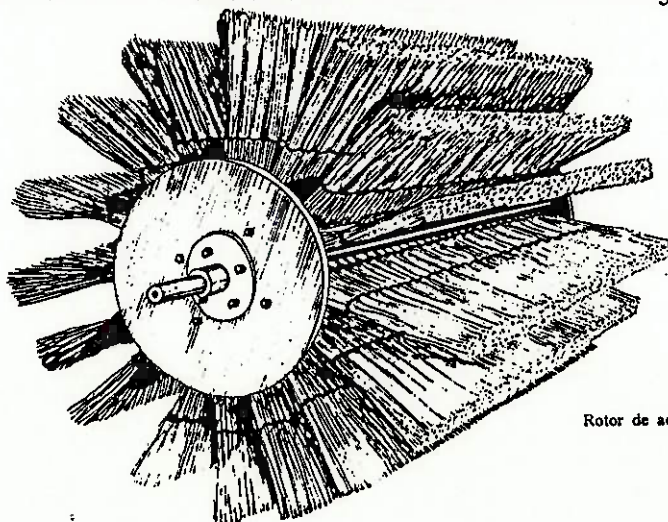


Aerador de alta rotação sem redutor, montado sobre flutuador

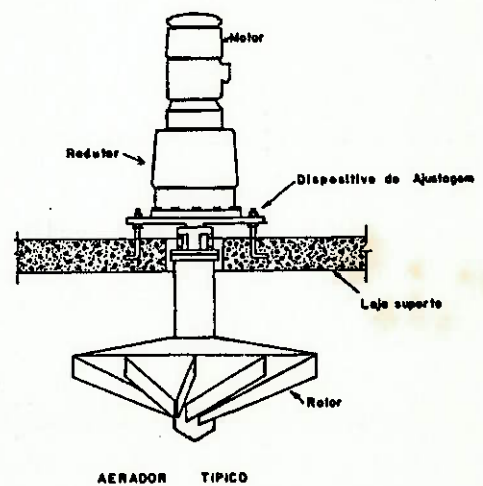
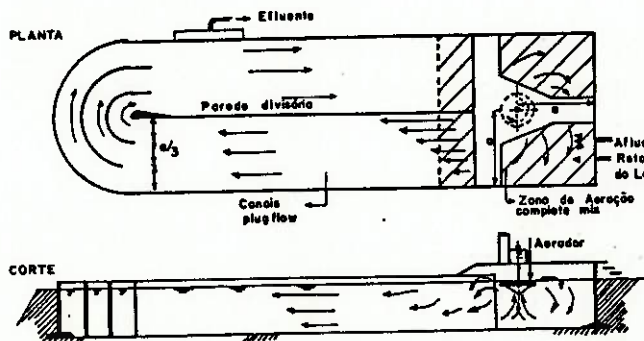
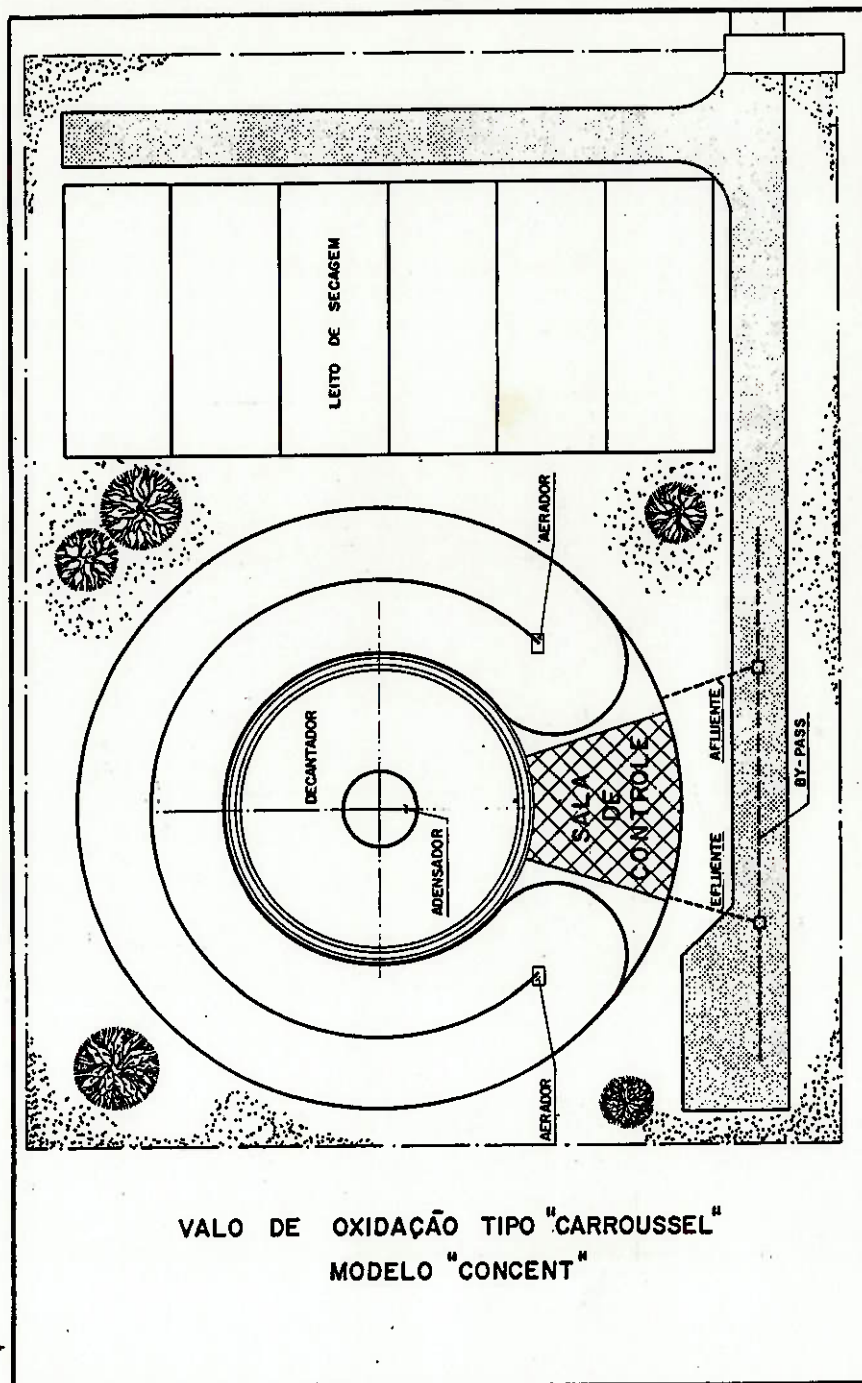
8. VALOS DE OXIDAÇÃO:

Os valos de oxidação têm como princípio básico, a depuração biológica das cargas orgânicas e possui, como no processo de lodos ativados com aeração prolongada, um tempo de aeração maior que o comumente usado no processo normal de lodos ativados. O modelo foi desenvolvido na Holanda, inspirado na capacidade natural de depuração dos rios; para isto foi literalmente "construído" um rio artificial fechado com aeradores que se assemelhavam a uma escova.

O processo apresenta, como vantagens, a não necessidade de tratamento preliminar (decantador primário) e um tanque de aeração de construção simples. A separação do lodo ativado do efluente tratado pode ser realizada com simplicidade no próprio tanque de aeração, evitando-se, assim, a decantação secundária e a recirculação de lodo ativado; o lodo resultante possui elevado teor de matéria inorgânica, o que significa a não necessidade de digestão anaeróbia do mesmo, podendo este ser levado diretamente aos leitos de secagem.



Rotor de aeração — escova Kessener



9. ESCOLHA DO PROCESSO:

Para a escolha do processo de depuração deste efluente industrial, os processos mais sensatos seriam o de lodos ativados por aeração prolongada, ou o processo de valos de oxidação, pois em ambos, o lodo produzido não necessita de tratamentos posteriores, já que ambos produzem lodo relativamente estabilizado e não necessitam de decantadores primários.

A seguir, analisaremos as vantagens e desvantagens de cada um dos processos:

Processo de Depuração	Vantagens	Desvantagens
Lodos ativados por Aeração Prolongada	<ul style="list-style-type: none"> • Melhor conhecimento do processo, facilitando o controle; • Disponibilidade de equipamentos especialmente desenvolvidos, reduzindo bastante os custos; • Grande aceitação por parte do processo para grandes variações de vazão e de carga. 	<ul style="list-style-type: none"> • Necessita de alta potência de aeração; • É necessário decantador de lodo na saída.
Valos de Oxidação	<ul style="list-style-type: none"> • Não é necessário decantador de lodo na saída, pois o fluxo pode ser interrompido, e o próprio valo pode se comportar como um decantador; • Requer menores potências de aeração, já que a movimentação do efluente sendo tratado, supre em parte o oxigênio necessário. 	<ul style="list-style-type: none"> • A dinâmica do processo de depuração ainda hoje não é inteiramente conhecida, o que pode prejudicar a eficiência; • Os equipamentos devem ser especificamente desenvolvidos para este fim, já que o processo de aeração e de circulação são feitos em apenas um conjunto, e estes variam conforme a largura do canal. • Para que o próprio valo de oxidação seja usado como decantador, faz-se necessário obrigatoriamente, a total parada do processo de depuração, em locais onde isto não é aceitável, um decantador de lodo na saída deve ser empregado.

Com estas características, o processo de depuração escolhido para o dimensionamento, será o processo de lodos ativados por aeração prolongada, principalmente devido ao enorme conhecimento deste processo nos dias de hoje e pela

disponibilidade de equipamentos já desenvolvidos, testados e sobretudo aprovados para esta finalidade.

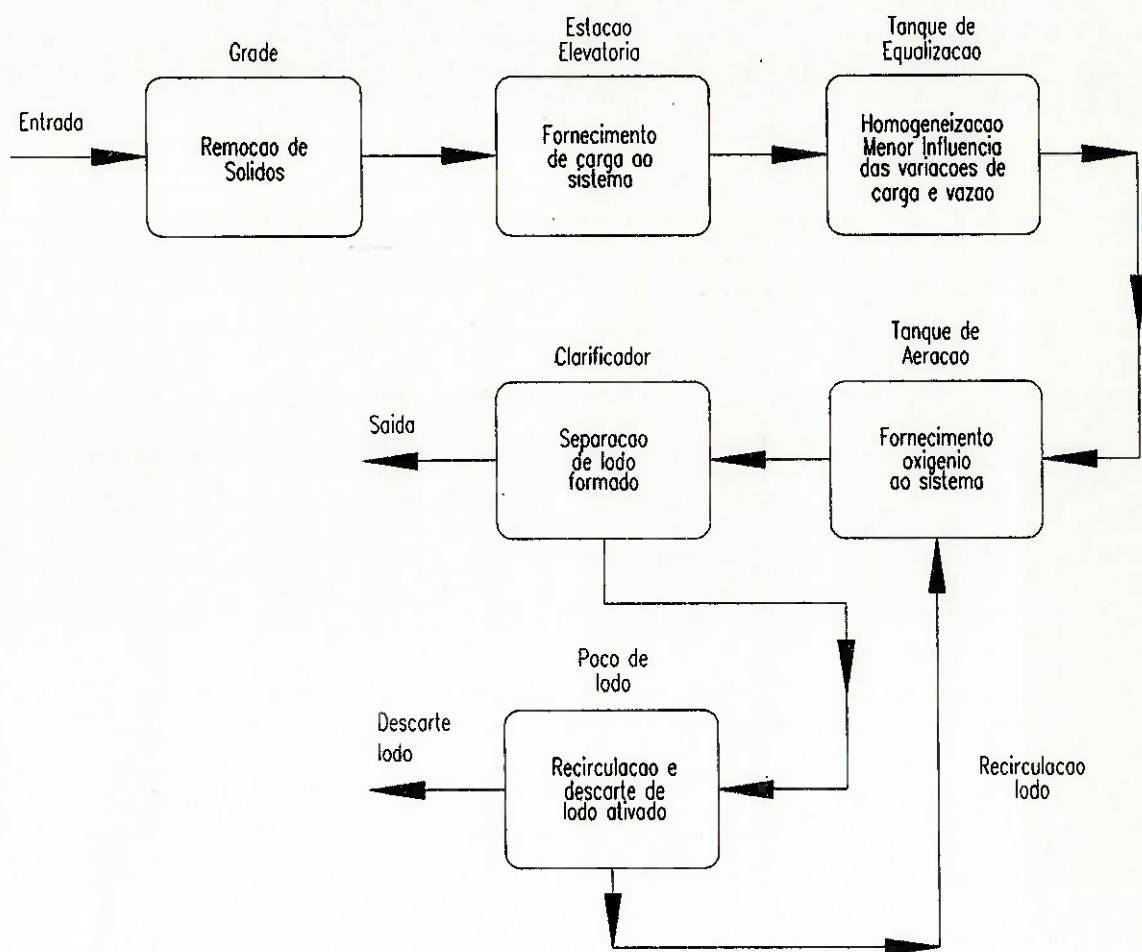
10. DIMENSIONAMENTO:

10.1 LAY-OUT GERAL DA INSTALAÇÃO:

De forma a melhor arranjar as diferentes partes que compõem todo o processo, será proposto o seguinte fluxograma geral da instalação, sempre lembrando que a área a ser ocupada pela instalação é de cerca de 500m² (25m x 20m).

A instalação será composta por: uma pequena grade para a remoção de sólidos²⁶; uma estação elevatória, onde será instalado duas bombas hidráulicas que serão responsáveis por fornecer a carga manométrica necessária ao processo; um tanque de equalização, onde o efluente permanecerá em constante agitação para que variações de carga e vazão possam ser “diluídas” para que não interfiram no processo; tanques de aeração, responsável por suprir o oxigênio necessário à estabilização da carga orgânica; um clarificador onde haverá a separação sólido/líquido do lodo produzido com efluente a ser lançado nos corpos d’água; uma estação medidora de vazão, responsável pela medição da vazão do efluente tratado, baseado em medidores de vazão por vertedouros e um tanque adensador de lodo, que deve ser estar localizado em local de fácil acesso a caminhões-tanque.

²⁶ Observação: A caixa de areia, foi eliminada, prevendo reduzida quantidade, consequência de uma excelente separação das águas residuais com as águas pluviais.



10.2 GRADES:

Devido à pequena quantidade de material sólido, a grade será estática, não contendo inclusive qualquer mecanismo automático para a sua limpeza.

Iremos adotar que as grades sejam finas, isto é com um espaçamento de 1,0 cm (usualmente adota-se para grades finas 1,0 a 2,0 cm) com barras de dimensões transversais de 0,64 x 3,81 cm², isto será suficiente para a remoção de objetos sólidos de razoáveis dimensões, apesar de que dificilmente estes resíduos sólidos apresentem problemas no processo de depuração.

A grade será instalada em posição vertical, pois o material sólido contido assim será mais difícil ultrapassar para o poço da estação elevatória, apesar de ser pior do ponto de vista operacional de limpeza.

Devido à pequena quantidade de material sólido retido, o material retido será encaminhado junto com o lixo sólido da fábrica, apesar da grande umidade presente.

Para a vazão proposta média de $10 \text{ m}^3/\text{h}$ com vazão máxima de $13 \text{ m}^3/\text{h}$ e vazão mínima de cerca de $5 \text{ m}^3/\text{h}$, deve-se dimensionar o tamanho da grade de barras, levando-se em conta o espaçamento útil de $1,0 \text{ cm}$ e a espessura da barra de $0,64 \text{ cm}$.

Para a condição de vazão máxima ($Q=13 \text{ m}^3/\text{h}=0,00361 \text{ m}^3/\text{s}$), recomenda-se, a velocidade de passagem V máxima de $1,0 \text{ m/s}$.

Para o cálculo da área útil S do canal, sabemos que o parâmetro E (Eficiência das Grades) é calculado da seguinte forma:

$$E = \frac{a}{a+t} \cong 0,61$$

onde: $a \Rightarrow$ Espaçamento entre as barras ($1,0 \text{ cm}$)

$t \Rightarrow$ Espessura das barras ($0,64 \text{ cm}$)

A área útil A_u para a velocidade recomendada de projeto, pode ser calculada da seguinte forma:

$$A_u = \frac{Q}{V} = \frac{0,00361 \text{ m}^3/\text{s}}{1,0 \text{ m/s}} = 0,00361 \text{ m}^2$$

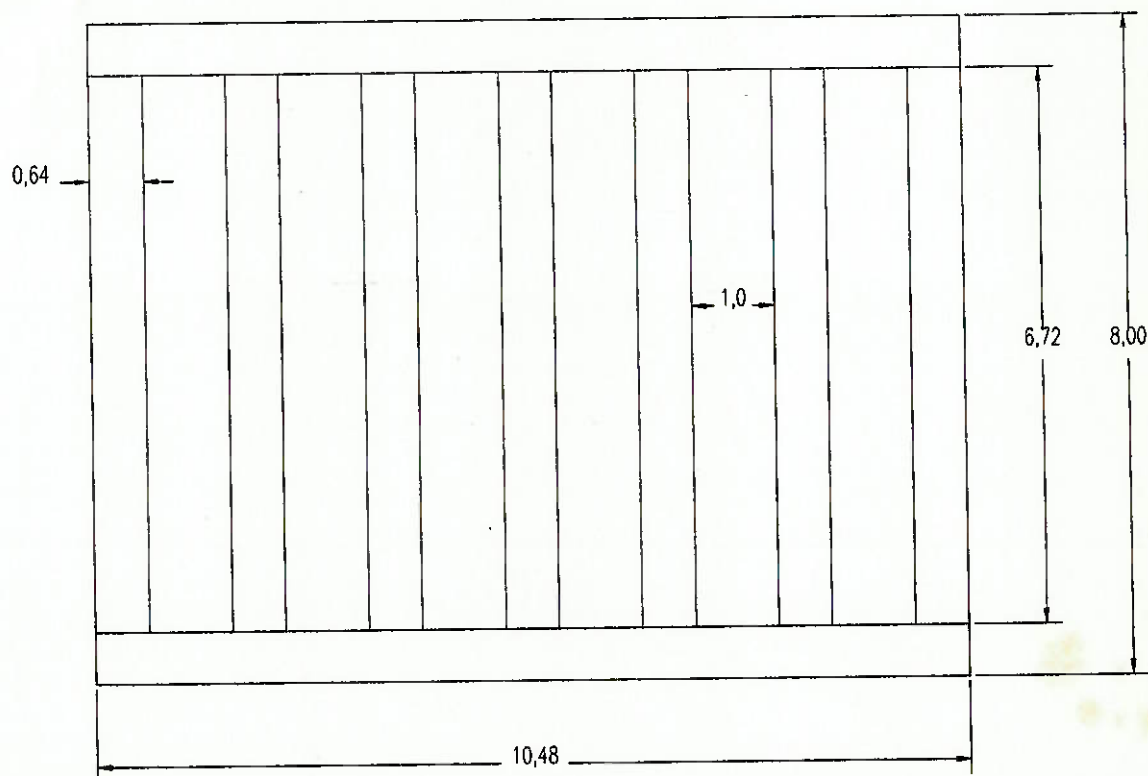
Portanto, a área do canal até o nível d'água, pode ser calculado como:

$$S = \frac{Au}{E} = \frac{0,00361m^2}{0,61} = 0,00592m^2$$

Para o cálculo da perda de carga na grade, podemos calcular a velocidade de aproximação (V_o), calculada da forma:

$$V_o = \frac{Q}{S} = \frac{0,00361m^3/s}{0,00592m^2} = 0,61m/s$$

Para as dimensões do canal, podemos calcular como sendo de 10,5 cm (largura) x 8 cm (altura), totalizando uma área total de 84 cm², sendo a área "molhada" de 59,2 cm², correspondendo a um nível d'água de quase 6 cm, lembrando sempre este estar dimensionado para a condição de vazão máxima, indicando que em condições normais, o nível será menor que este valor.



A perda de carga provocada pela grade, será calculada pela consagrada expressão de Metcalf & Eddy:

$$h_f = 1,43 \cdot \frac{V^2 - V_o^2}{2 \cdot g} = 1,43 \cdot \frac{1,0^2 - 0,61^2}{2 \cdot 9,81}$$

$$h_f \cong 0,046m$$

A perda de carga provocada pela grade é bastante pequena, podendo ser facilmente vencida por um simples desnível.

Passando pela grade, o efluente a ser tratado vai para uma estação elevatória, onde duas bombas do tipo submersível levarão o fluído para um tanque de equalização.

10.3 TANQUE DE EQUALIZAÇÃO:

Para um tanque de equalização, é de boa prática ter-se um tempo de detenção mínimo de 10 horas, sendo que na maior parte das vezes, o volume calculado pode ser dividido em 2 ou 3 tanques de iguais dimensões.

Considerando um tempo de detenção de 10h, obtemos:

$$V = Q \cdot T$$

onde: $V \Rightarrow$ Volume do tanque de equalização

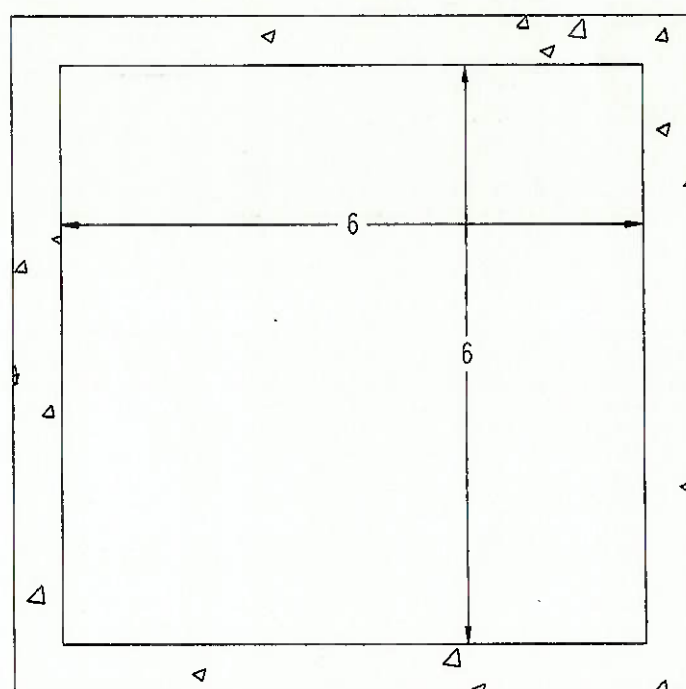
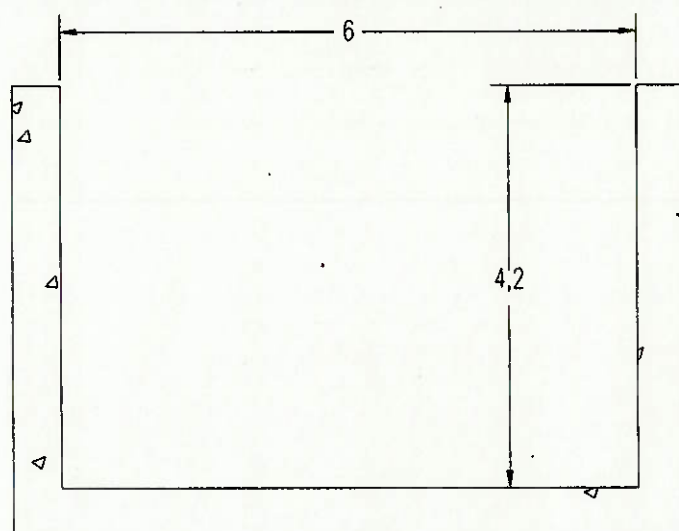
$Q \Rightarrow$ Vazão de entrada média

$T \Rightarrow$ Tempo de detenção

$$\therefore V = 10 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 10\text{h} = 100 \text{ m}^3$$

Considerando uma profundidade de 4,2 m, podemos fazer apenas um tanque de 6m (largura) x 6m (largura) x 4,2m (profundidade), totalizando 151,2 m³, o que fornece mais que suficientes 15 horas de tempo de detenção.

Um esquema do tanque de equalização é mostrado abaixo:



10.4 ESTAÇÃO ELEVATÓRIA:

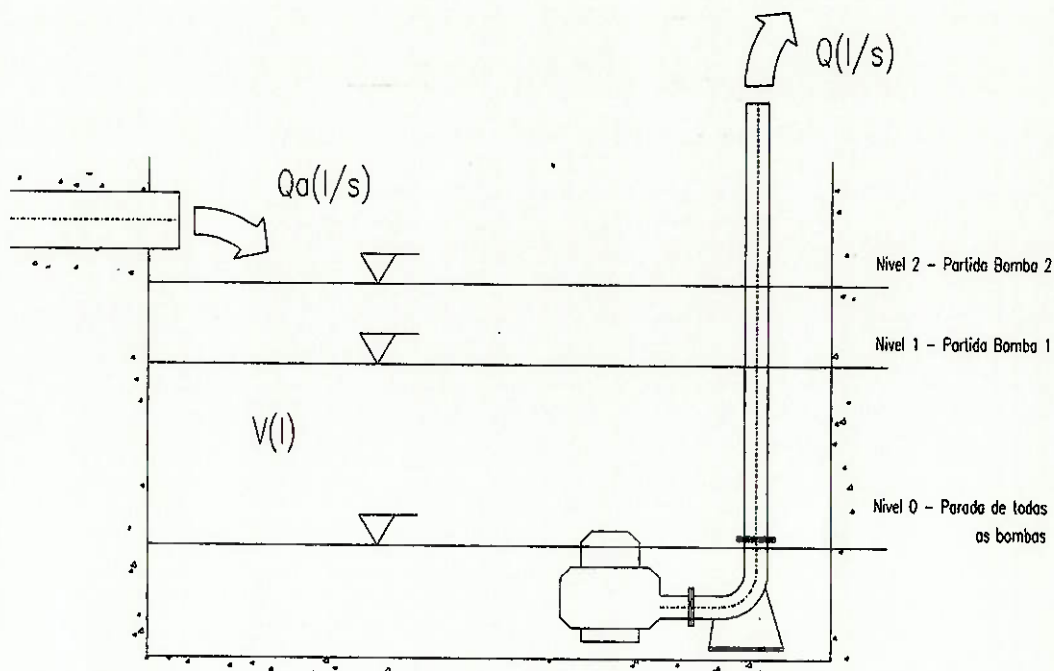
Iremos dimensionar o volume V do poço da estação elevatória, de modo que com o funcionamento de duas bombas em paralelo, com controladores de nível do tipo bóia adequados, possamos obter um melhor controle do número de partidas das bombas, bem como menor custo de construção devido ao menor volume do poço de bombeamento.

Ao determinar-se o volume do poço de uma estação elevatória, muitos fatores podem devem considerados:

- a) Assegurar condições de vazão satisfatórias, para evitar condições hidráulicas adversas;
- b) Seleção, projeto e posicionamento das bombas, tubulações e válvulas;
- c) Volume de reserva para absorver eventuais paradas de bombeamento e/ou para absorver incrementos de vazões nas horas de "pico";
- d) Relação entre a vazão de efluente e a capacidade das bombas bem como o número de partidas por hora para o qual o motor da bomba e o equipamento elétrico foram projetados.

Primeiramente, utilizaremos como fator de dimensionamento, o item (d) descrito acima. O ponto importante é que o poço deve possuir um volume tal que o

número de partidas por hora das bombas não seja superior a 10 (valor usual das bombas do tipo submersas das marcas KSB ou FLYGT).



Para o dimensionamento, podemos introduzir a variável T , que por definição, é o tempo decorrido entre duas partidas sucessivas de uma bomba. Esse tempo, pode ser dividido em duas outras parcelas T_a e T_b , onde:

- $T_a \Rightarrow$ Tempo necessário para encher o poço do nível 0 ao nível 2, portanto:

$$T_a = \frac{V}{Q_a}$$

- $T_b \Rightarrow$ Tempo necessário para esvaziar o poço desde o nível 2 até o nível 0,

portanto:

$$T_b = \frac{V}{Q - Q_a}$$

supondo $Q > Q_a$

O tempo T então pode ser calculado como sendo:

$$T = T_a + T_b = \frac{V}{Q_a} + \frac{V}{Q - Q_a}$$

Ao analisarmos a expressão acima, concluímos que o tempo T (chamado também de tempo de ciclo), é função da vazão de efluente, um dado volume do poço e uma determinada capacidade da bomba.

A vazão de efluente para a qual o tempo de ciclo é mínimo, é obtida fazendo:

$$\frac{dT}{dQ_a} = 0 \text{ na equação acima, resultando:}$$

$$Q_a = \frac{Q}{2}$$

O parâmetro $Q_a = Q/2$ é chamada de vazão crítica, isto é, o tempo decorrido entre duas partidas sucessivas é mínimo quando a vazão de efluente é a metade da vazão da bomba.

No nosso caso, dimensionaremos o volume do tanque sabendo-se de antemão, que o número de partidas por hora das bombas será de 10 (na realidade, as bombas submersíveis suportam até 15 partidas por hora, e usa-se o valor de 10 por segurança).

O tempo de ciclo é então calculado como:

$$T = \frac{60 \text{ min}}{10} = 6 \text{ min} = 360 \text{ s}$$

Assim, o volume do poço pode ser calculado através da seguinte expressão:

$$V_{min} = \frac{T_{min} \cdot Q}{4} \quad [l]$$

onde: $Q \Rightarrow$ Refere-se à vazão da bomba (l / s)

Para se ter um melhor controle sobre a vazão bombeada, escolheremos duas bombas iguais de 6 m³/h cada, de modo que a vazão na condição de uma, ou as duas bombas funcionando, engloba desde quase a vazão mínima quanto a máxima.

Com os dados apresentados, calcularemos o volume do poço da estação elevatória.

$$Q = 12 \text{ m}^3 / \text{s} = 3,33 \text{ l/s}$$

$$V_{min} = \frac{360 \text{ s} \cdot 3,33 \text{ l/s}}{4} \cong 1.200 \text{ l} = 1,2 \text{ m}^3$$

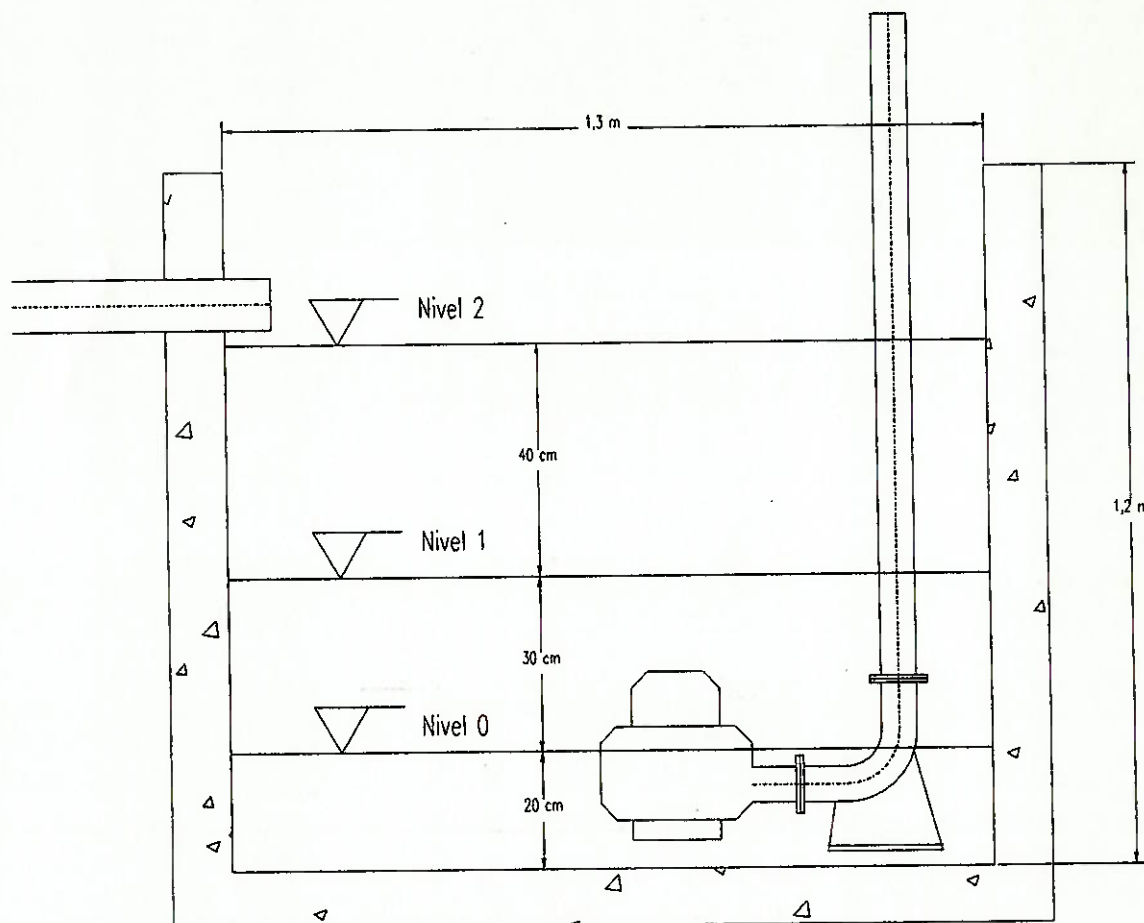
Quando usamos duas bombas em paralelo, podemos optar por um ciclo alternado de partida, isto é, quando o fluído atinge o nível 1, a bomba 1 é acionada.

Nesta altura, duas hipóteses podem ocorrer:

1. O nível continua subindo. Neste caso, ao atingir o nível 2 a bomba 2 entra em operação em paralelo com a bomba 1. A vazão efluente aumenta e o nível descerá até o nível 0, quando as duas bombas desligarão. No próximo ciclo, ao atingir o nível 1, a bomba 2 será acionada e no nível 2 a bomba 1 será acionada (alternância de partida), garantindo-se número de horas de operação quase iguais para as duas bombas. Repete-se então o primeiro ciclo: nível 1 - bomba 1, nível 2 - bomba 2.

2. O nível desce. Quando atingir o nível 0, a bomba 1 desliga. Ao atingir novamente o nível 1 ligará a bomba 2 (alternância de partida) e assim indefinidamente ou até que a vazão efluente aumente de forma a cairmos no 1º caso, o qual é típico para as horas de pico.

Para o poço, este será de seção quadrada cujas dimensões serão de 1,3 m (largura) x 1,3 m (largura) x 1,2 m (profundidade), totalizando 2,03 m³ de volume total, com o nível 0 à 20 cm do fundo, nível 2 à 0,9 m do fundo e nível 1 à 0,5 m do fundo.



A seguir, precisamos dimensionar e selecionar o dutos para as bombas, bem como selecionar corretamente as bombas hidráulicas a serem utilizadas e os controladores de nível.

Para o cálculo da perda de carga do sistema, consideremos uma velocidade recomendada de 2 a 3 m/s (inicialmente consideraremos 2,5 m/s), temos então:

$$S = \frac{Q}{V} = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

∴

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot V}}$$

onde: $Q \Rightarrow$ Vazão da bomba (estimado em $6 \text{ m}^3/\text{h} = 0,00167 \text{ m}^3/\text{s}$)

$V \Rightarrow$ Velocidade recomendada ($2,5 \text{ m/s}$)

$D \Rightarrow$ Diâmetro do duto calculado.

logo:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,00167 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 2,5 \text{ m/s}}} = 0,02916 \text{ m} = 29,16 \text{ mm}$$

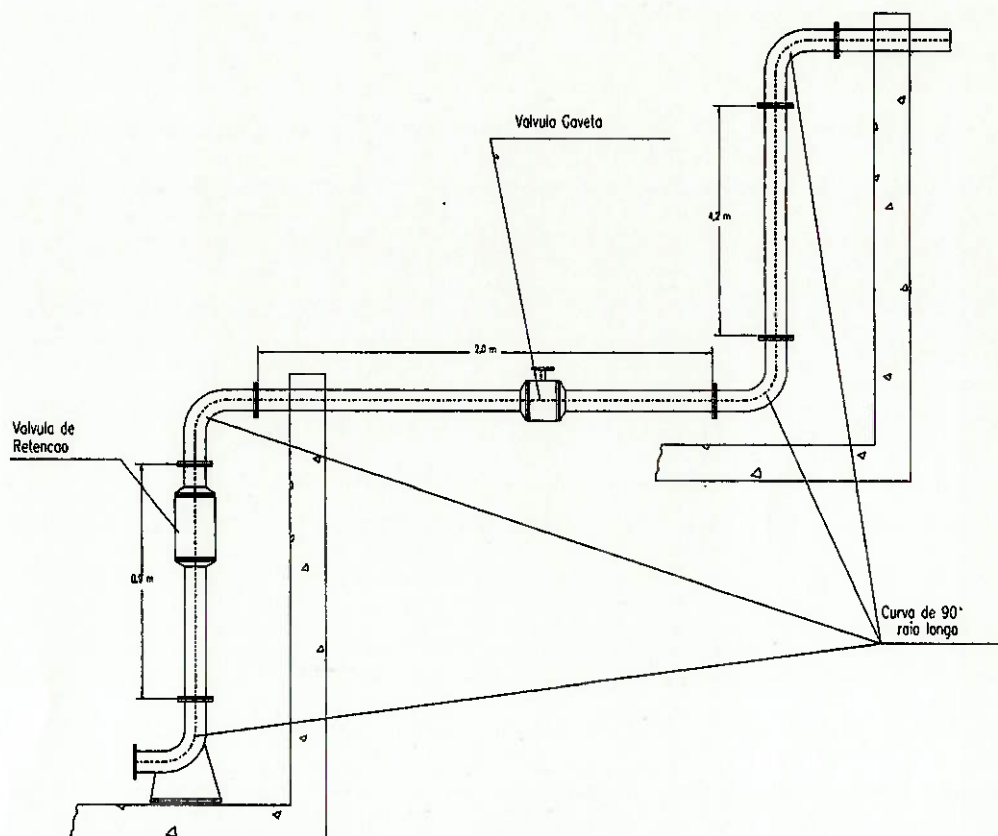
Como o diâmetro calculado do duto foi de 29,2mm, a escolha cairia para o diâmetro normalizado mais próximo, isto é, de 1¼" (32mm), porém, as bombas geralmente possuem diâmetro de recalque de 40mm, ou 65mm ou 80mm. Calculemos a velocidade para o caso do diâmetro da tubulação de recalque ser de 40mm (1½").

$$V = \frac{Q}{S} = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot D^2}$$

$$V = \frac{4 \cdot 0,00167 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot (40 \cdot 10^{-3} \text{ m})^2} = 1,33 \text{ m/s}$$

Com uma velocidade de cerca de 1,33 m/s, obteremos melhores resultados no que se refere à perda de carga, portanto a escolha de um diâmetro de recalque de 40mm é conveniente tanto do ponto de vista econômico quanto da "hidráulica" envolvida.

Para o cálculo da perda de carga, consideremos o seguinte esquema para apenas 1 bomba hidráulica:



O catálogo da KSB para bombas hidráulicas submersíveis indica os seguintes valores para as singularidades como comprimentos equivalentes de tubulações (para 1½"):

- Válvula de Retenção: 3,2m
- Curva de 90°: 0,5m
- Válvula Gaveta: 0,3m

Portanto o comprimento total de tubulação pode ser calculado como:

1 Válvula de Retenção	3,2 m
4 curvas de 90°	2,0 m

Comprimento linear de tubulação	2,9 m
1 Válvula Gaveta	0,3 m
Total (L)	8,4 m

Para uma tubulação de aço galvanizado, temos um valor de $\epsilon/D=0,004$

(Apostila de PMC4B3 do Prof. D. Lauria).

Assumindo características do efluente parecidas com a da água pura, temos:

$$Re = \frac{V \cdot d}{\nu} = \frac{1,33 \frac{m}{s} \cdot 40 \cdot 10^{-3} m}{10^{-6} \frac{m^2}{s}} = 53.200$$

Calculando o coeficiente f pela equação de Colebrook, achamos: $f=0,03037$.

A perda de carga devido à tubulação pode então ser calculada como:

$$\Delta h_f = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g} = 0,03037 \cdot \frac{8,4 m}{40 \cdot 10^{-3} m} \cdot \frac{(1,33 \frac{m}{s})^2}{2 \cdot 9,81 \frac{m}{s^2}} = 0,575 m$$

A carga total que a bomba deve vencer então pode ser calculada como:

$$\Delta h_t = \Delta h_f + \Delta h_{geo} = 0,575 + 5,4 \cong 6,0 m.c.a$$

onde: $\Delta h_{geo} \Rightarrow$ Diferença de cota entre o nível mínimo do poço
e o tanque de equalização (1,2 + 4,2)

Logo a bomba selecionada é a KSB 40-160 S, que é a "menor bomba submersível da marca KSB. Verificando-se a curva da bomba, vemos que o ponto de operação desejado faria com que a bomba fornecesse uma vazão maior do que o desejado, fazendo com que o número de partidas por hora da bomba fosse superior às 10 anteriormente prevista, podendo "queimar" o motor da bomba.

Para que este problema seja resolvido, basta que a válvula gaveta indicada no esquema da instalação opere parcialmente fechada, fazendo com que seja adicionado uma parcela adicional de perda de carga singular, fazendo com que o ponto de operação do sistema esteja em um ponto desejável.

10.5 VOLUME DO TANQUE DE AERAÇÃO:

Antes de calcular o volume de aeração necessário ao processo, necessitamos introduzir a chamada taxa volumétrica (TV), que indica a quantidade de material orgânico adicionado em um volume específico de aeração (1 m^3). Valores recomendados indicam para o processo de lodos ativados por aeração prolongada um valor ao redor de 0,35 a 0,55 $\text{KgDBO}_5/\text{m}^3/\text{dia}$. Como fator de dimensionamento consideraremos 0,45 $\text{KgDBO}_5/\text{m}^3/\text{dia}$.

O volume do tanque de aeração pode ser então calculado por:

$$V = \frac{DBO_5}{TV}$$

onde: $DBO_5 \Rightarrow$ carga orgânica em $\text{KgDBO}_5/\text{dia}$

$TV \Rightarrow$ Taxa Volumétrica em $\text{KgDBO}_5/\text{m}^3 \cdot \text{dia}$

Sendo o valor de carga orgânica total de:

$$DBO_5 = 10 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 24 \text{ h}/\text{dia} \cdot 0,83 \text{ KgDBO}_5/\text{m}^3 = 199,2 \text{ KgDBO}_5/\text{dia}$$

Obteremos um volume de aeração de 442,7 m³. Podemos fazer 3 tanques de 6m (largura) x 6m (largura) x 4,2m (profundidade), totalizando 453,6m³, de modo que facilitaria a construção civil da estação, pois o tanque seria igual ao tanque de equalização.

Para suportar as reações de oxidação biológica no processo, uma concentração suficiente de oxigênio dissolvido (O.D.) deve ser mantida em todas as áreas do tanque de aeração. Um valor mínimo de O.D. de 1mg/l geralmente é suficiente para a redução da matéria orgânica, porém é sempre recomendado valores entre 2 a 3 mg/l como um fator de segurança operacional, devido à flutuações de carga e vazão. Quando se deseja além da redução da matéria orgânica uma nitrificação (total estabilização da matéria orgânica), um mínimo de 2 mg/l é fundamental. Valores maiores que 3 mg/l não afeta o processo, porém pode tornar o custo operacional bastante alto.

Para saber quanto se deve fornecer de oxigênio, é usual adotar a proporção de taxa de aeração de 1,5 KgO₂/KgDBO₅.

As condições do ambiente adotadas serão as seguintes:

Temperatura : 30°C;

Pressão atmosférica : 700 mmHg;

Altitude : 700 m.

A quantidade de oxigênio é dada pela seguinte expressão:

$$O_2 \left(\frac{Kg}{d} \right) = \frac{O_{2T}}{\left[\left(\frac{C'_{SW} \cdot \beta \cdot Fa - C}{C_{SW}} \right) \cdot (1,024)^{T-20} \cdot \alpha \right]}$$

onde: $O_{2T} \Rightarrow$ Quantidade de oxigênio teórica necessária (Kg/d);

$C_{SW} \Rightarrow$ Solubilidade do oxigênio na água a 20°C (9,15 mg/l);

$C'_{SW} \Rightarrow$ Solubilidade do oxigênio na água à temperatura do fluido;

$C \Rightarrow$ Concentração de O.D no tanque de aeração;

$\beta \Rightarrow$ Fator de tensão superficial, geralmente 0,9.

$\alpha \Rightarrow$ Fator de correção para o efluente, geralmente entre 0,8 e 0,9.

$Fa \Rightarrow$ Fator de correção da solubilidade do oxigênio devido à elevação,

pode ser calculada pela fórmula:

$$Fa = \left(1 - \frac{\text{altitude[m]}}{9450} \right)$$

$T \Rightarrow$ Temperatura do efluente no tanque de aeração.

A quantidade teórica de oxigênio necessária é função da concentração de carga orgânica de entrada, nível de remoção desejada, vazão de entrada, das características do efluente e do volume do tanque de aeração. A expressão da quantidade teórica de oxigênio é dada pela seguinte expressão:

$$O_{2T} = a' \cdot S_o \cdot \eta \cdot Q + b' \cdot X_{av} \cdot V$$

onde: $S_o \Rightarrow$ Concentração de DBO5 na entrada;

$Q \Rightarrow$ Vazão de efluente na entrada;

$V \Rightarrow$ Volume do tanque de aeração;

$X_{av} \Rightarrow$ Concentração de sólidos em suspensão voláteis no tanque de aeração (geralmente estima-se em 5 Kg/m^3);

$a' \Rightarrow$ Fração da matéria removida que é usada para energia (adimensional);

$b' \Rightarrow$ Quantidade de oxigênio utilizada por dia por kg de lodo no tanque de aeração para a fase de respiração endógena (Kg/Kg.d);

$\eta \Rightarrow$ Eficiência de remoção da DBO_5 desejada.

Os parâmetros a' e b' são função do efluente que deve ser tratado, sendo que devem ser obtidos através de análise laboratorial. Como não conhecemos este valor, adotaremos valores típicos já conhecidos para este tipo de efluente, sendo eles: $a'=0,52$ e $b'=0,12 \text{ Kg/Kg.d}$.

Temos então os seguintes valores:

$$O_{2T} = 0,52 \cdot 0,83 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,98 \cdot 10 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{d}} + 0,12 \frac{\text{Kg}}{\text{Kg} \cdot \text{d}} \cdot 5 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \cdot 442,7 \text{m}^3$$

$$O_{2T} = 367,1 \frac{\text{KgO}_2}{\text{d}}$$

$$C_{sw} = 9,15 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

$$C'_{sw} = 7,63 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

$$C = 2,0 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

$$\beta = 0,9$$

$$\alpha = 0,9 \text{ (estimado)}$$

$$Fa = \left(1 - \frac{700}{9450} \right) = 0,93$$

O que resulta em :

$$O_2 = \frac{367,1}{[(7,63 \cdot 0,9 \cdot 0,93 - 2,0)/9,15] \cdot (1,024)^{30-20} \cdot 0,9} = 671,2 \text{ Kg/d} = 28,0 \text{ Kg/h}$$

A potência necessária aos tanques de equalização, pode ser determinada, sabendo-se que os aeradores do tipo superficial flutuante de alta rotação (SANIDRO), possuem capacidade de aeração de 1,1 KgO₂/Kw.h.

$$P_{o_2} = \frac{O_2 \text{ KgO}_2/h}{1,1 \text{ KgO}_2/Kw.h} = \frac{28,0}{1,1} = 25,5 Kw \cdot 1,3236 \text{ cv/Kw} = 33,8 cv$$

Usaremos, portanto, 3 aeradores, sendo que dois deles serão de 10cv e o terceiro será de 15cv, todos do tipo superficial flutuante da marca SANIDRO.

10.6 CLARIFICADOR:

No dimensionamento dos decantadores, devemos saber a concentração de sólidos: se esta não é elevada, o decantador pode ser dimensionado segundo uma taxa de vazão superficial, expressa em $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, que a Norma Brasileira recomenda ser inferior a $30 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$.

Para os casos onde a concentração de lodo é superior a 2000 mg/l (2 Kg/m^3) existe um efeito de adensamento de lodo e a taxa de carga sólida (solid flux - FS) deve situar-se entre 60 e $150 \text{ Kg/m}^2.\text{d}$. Para efeito de dimensionamento consideraremos $60 \text{ Kg/m}^2.\text{d}$ (fator de segurança).

A área do clarificador pode ser obtida através da seguinte expressão:

$$S = \frac{Q \cdot X_{av}}{FS} = \frac{10 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 24 \text{ h/d} \cdot 5 \text{ Kg/m}^3}{60 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{d}} = 20 \text{ m}^2$$

Considerando que o clarificador seja do tipo circular, o diâmetro do clarificador então é calculado como:

$$D = \sqrt{\frac{20 \text{ m}^2 \cdot 4}{\pi}} = 5,05 \text{ m}$$

Para diâmetros pequenos como este, é aconselhável uma profundidade de pelo menos $1,5 \text{ m}$. Escolheremos $2,0 \text{ m}$ como fator de segurança e manutenção de uma borda livre de cerca de $0,5 \text{ m}$.

Podemos calcular qual é a taxa de vazão superficial, e compará-la para casos de lodo com baixa capacidade de decantação (valores de IVL - Índice Volumétrico de Lodo maiores que 150). A taxa de vazão superficial para lodos com baixa condição de decantabilidade é de menor que $1,0 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$.

$$Tx = \frac{Q}{S} = \frac{10 \text{ m}^3/\text{h}}{20 \text{ m}^2} = 0,5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$$

Portanto a área do clarificador é suficiente para condições normais de formação e decantação de lodo.

10.7 ESTAÇÃO DE MEDIÇÃO DE VAZÃO:

Como descrito anteriormente, a medição de vazão após o clarificador, portanto de efluente já tratado, e desenvolveremos um medidor de vazão do tipo vertedor, adequando-se às condições de vazão proposta.

Para o projeto do medidor de vazão, utilizaremos a normalização técnica da CETESB L4.120 intitulada "Medição de Vazão em Curso de Água por Meio de Vertedores de Paredes Delgadas - Procedimento".

Apesar da norma ser intitulada como aplicação em cursos d'água, nada impede dela ser usada na fabricação de um medidor de vazão, pois sabemos que as condições

de fluxo são apenas função do canal à montante do vertedor, sendo estes melhores na saída do clarificador que em um curso d'água.

A norma informa que para condições de vazão menores que 30 l/s, os vertedores triangulares com ângulos de entalhe de 90° são os que oferecem maior precisão. Como este é o nosso caso, este tipo de vertedor será escolhido para a estação.

O sistema será completo, isto é, formado pelo canal de aproximação, estrutura de medição, indicadores de nível d'água e canal à jusante.

A norma indica que para o canal de aproximação (canal à montante do vertedor) deve-se atender a algumas exigências, entre elas, podemos no nosso caso destacar:

- Seção transversal o mais regular possível;
- Comprimento em trecho reto suficiente para assegurar fluxo o mais laminar possível;
- Condições de assegurar um fluxo regular, com velocidade de aproximação uniforme;
- Seção transversal deve ser uniforme e o trecho escolhido deve ser retilíneo numa extensão mínima de 10 vezes a largura do canal de aproximação. Este

comprimento pode ser reduzido caso a largura do vertedor seja menor do que a metade da largura do canal de aproximação.

- A fim de conseguir uma distribuição o mais regular possível de velocidade de fluxo, caso a entrada do líquido no canal de aproximação seja através de uma curva acentuada ou através de tubo de seção transversal menor do que a do canal, há a necessidade de que o comprimento do mesmo seja maior que o adotado no item anterior;

A estrutura onde se fixa a lâmina vertedora, deverá ser isenta de saliências na face a montante e a jusante e não apresentar interferências que possam vir a prejudicar a aeração da "veia líquida".

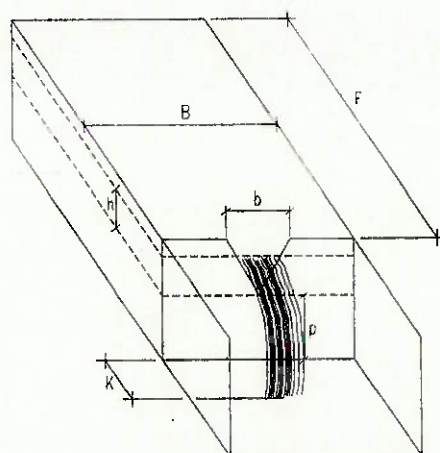
A jusante da placa vertedora, o canal deverá estar totalmente desimpedido para que não seja causada o "afogamento" da lâmina d'água.

A carga hidráulica será medida por um limnígrafo, pois assim, podemos medir a vazão de saída continuamente. Será construído um poço onde será instalado o limnígrafo, com comunicação com o canal de aproximação, de modo que o tempo de resposta seja o mais alto possível sem que o escoamento no canal interfira na medição pelo limnígrafo.

A seguir é apresentada os detalhes construtivos do medidor:

- O vertedor triangular consiste de um entalhe em formato de "V" em uma chapa fina metálica, devendo a bissetriz do ângulo do entalhe ser vertical e equidistante aos lados do canal de aproximação;
- A chapa de que é formada o vertedor deve ser plana, acabamento liso fino e uniforme (acabamento de material laminado), principalmente na face que fica à montante do curso d'água;
- A superfície metálica que constitui a crista do vertedor e as laterais do entalhe a montante, deve ficar perpendicular à direção do fluxo d'água, possuir espessura entre 1 e 2mm e estar isenta de rebarbas, riscos de usinagem ou sinais de lixamento. A jusante, deve ser feito canfro não menor do que 45° quando a espessura da chapa for superior à prevista para a crista do vertedor.
- O material de que é formada a soleira deve ser resistente à erosão e corrosão.

A seguir encontra-se um esquema básico do medidor de vazão:



A norma recomenda as seguintes dimensões mínimas quando o medidor for construído com canal de aproximação: $F=5B$ e $B=1,2b$, com valor de p mínimo de 0,1 m e h mínimo de 0,06 m.

Escolhendo $p=0,2$ m, a máxima vazão que desejaríamos medir pode ser determinada pela expressão que relaciona com a altura h , dada pela expressão:

$$Q = Ce \cdot \frac{8}{15} \cdot \sqrt{2 \cdot g} \cdot \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2} \cdot h_e^{5/2}$$

$$\text{para } \alpha = 90^\circ \text{ temos: } h_e = h + 0,85 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$\text{onde: } Q \Rightarrow (\text{m}^3 / \text{s})$$

$$h_e \Rightarrow \text{m}$$

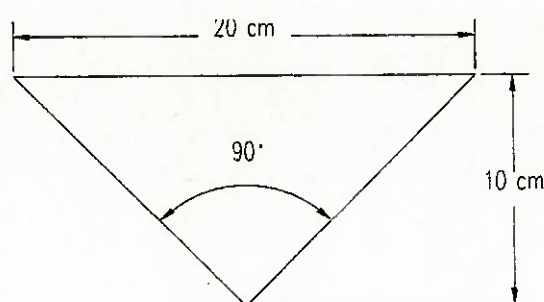
Para águas em temperaturas variando de 5° e 30°C , o coeficiente experimental de descarga Ce é função das variáveis:

$$Ce = f\left(\frac{h}{p}, \frac{p}{B}, \alpha\right)$$

Sendo seu valor dado em um gráfico. Em princípio, iremos considerar seu valor mínimo 0,58.

Para então uma vazão máxima de $15 \text{ m}^3/\text{h}$ ($0,00417 \text{ m}^3/\text{s}$), obteremos $h_e = 0,09848 \text{ m}$. Consideraremos então que a distância entre a bissetriz do entalhe até o topo é suficiente se considerada 10 cm .

Temos então o detalhe do entalhe:



Obtemos então $B = 24 \text{ cm}$, e $F = 120 \text{ cm}$.

O vertedor desta maneira, fornece erros menores que 1%, se a altura h for medida corretamente, e o coeficiente C_e , corretamente lido, através da fórmula para a vazão anteriormente mostrada.

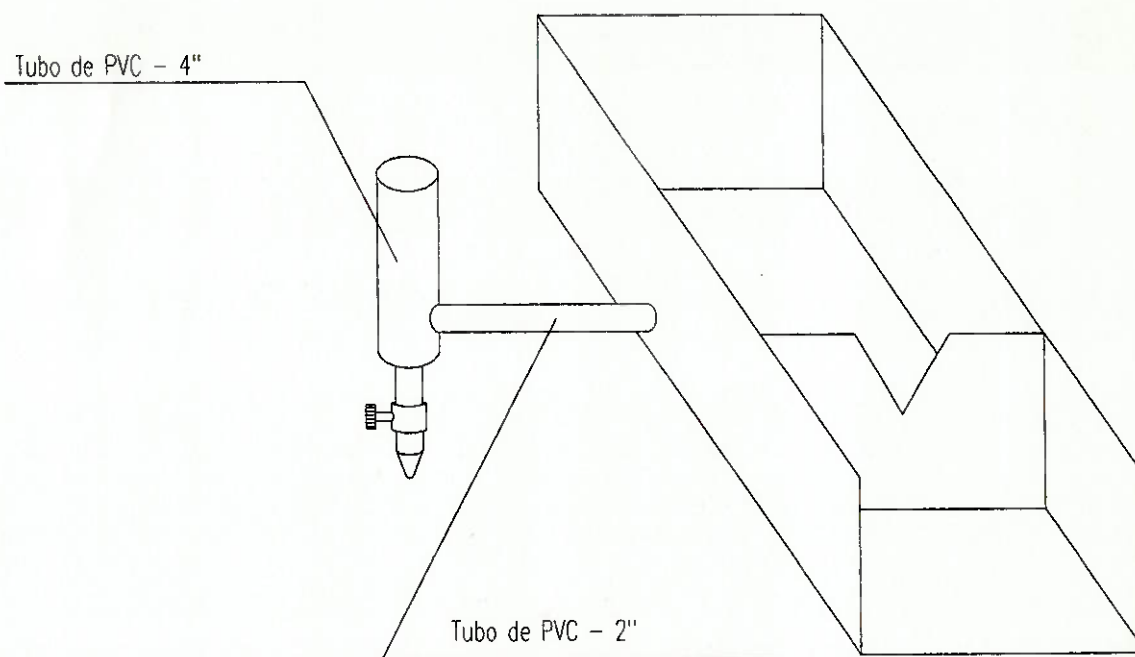
Quando se desejar medir a vazão com menor precisão, porém de um modo bastante rápido, podemos utilizar da seguinte expressão:

$$Q = 1,4 \cdot h^{3/2}$$

Como para o sistema, desejamos registrar as variações de vazão, tanto do ponto de vista operacional da estação de tratamento, quanto do ponto de vista legal do sistema (as exigências legais de emissão de poluentes exigem registro das vazões, para indicar as condições de máxima, mínima e médias vazões), deve ser instalado um

limnígrafo no medidor de vazão, que será responsável por um registro gráfico do nível "h" no vertedor.

A norma aconselha que o limnígrafo não seja instalado no canal de aproximação, para que sua presença não seja responsável por qualquer distúrbio no escoamento, o que poderia de alguma forma interferir na precisão das medidas, portanto, o seguinte esquema, bastante simples pode ser proposto para a instalação do limnígrafo, baseado no sistema simples dos vasos comunicantes:



A "torneira" mostrada na figura, é necessária para que qualquer tipo de sólidos possa ser removido sem qualquer problema.

10.8 CONTROLE DA VAZÃO ENTRE OS PROCESSOS:

Na construção e instalação da estação, podemos dizer que o fluxo de efluente que está sendo tratado, flui apenas pela ação da gravidade, isto é, sem a intervenção de trabalho mecânico como uma bomba hidráulica, por exemplo.

Como fator de projeto, geralmente, um desnível de 0,5m é geralmente suficiente para que possamos ter um controle razoável da vazão.

Um modo de controlar a vazão entre os processos, seria através da perda de carga gerada por uma tubulação de condutos forçados, porém, isto com certeza acarretaria maiores custos com instalação, além do que a perda de carga teria que ter um valor considerável, o que provavelmente só poderia acontecer com a inclusão de uma válvula gaveta nesta tubulação.

Um modo simples e bastante comum de fazer este controle seria através de uma placa vertedora "regulável", semelhante ao medidor de vazão proposto. O vertedor seria composto por vários entalhes, de modo que ajustando a altura da placa em relação ao nível do tanque, pode-se conseguir o controle da vazão.

Para o dimensionamento, usaremos a mesma norma utilizada no dimensionamento do medidor de vazão, ou seja a anteriormente citada norma CETESB.

Como parâmetro inicial, escolheremos um ângulo de entalhe de 60° , pois apesar da precisão ser menor que em relação à um ângulo de entalhe de 90° , a operação é facilitada pois o coeficiente C_e e K_h são considerados apenas função do ângulo de entalhe, sendo portanto, constantes.

Para o ângulo de entalhe de 60° , os valores indicados no gráfico da norma CETESB são:

- $C_e \approx 0,578$;
- $K_h \approx 1,2 \text{ mm}$.

Podemos calcular qual seria a altura mínima dos entalhes, para que a placa não opere afogada.

Consideremos primeiramente que a placa será composta por 5 entalhes iguais, logo, podemos dizer que o fluxo que passa em cada entalhe é um quinto do fluxo total.

Calculando para o valor médio de $10 \text{ m}^3/\text{h}$, temos:

$$Q = \frac{10,0 \text{ m}^3/\text{h}}{5} = 2,0 \text{ m}^3/\text{h} = 0,00056 \text{ m}^3/\text{s}$$

Através da expressão relacionando a vazão, podemos calcular a altura necessária:

$$Q = Ce \cdot \frac{8}{15} \cdot \sqrt{2 \cdot g} \cdot \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2} \cdot h_e^{5/2}$$

$$0,00056 = 0,578 \cdot \frac{8}{15} \cdot \sqrt{2 \cdot 9,81} \cdot \operatorname{tg} 30^\circ \cdot h_e^{5/2}$$

$$h_e = \left(\frac{0,00056 \cdot 15}{\operatorname{tg} 30^\circ \cdot 8 \cdot 0,578 \cdot \sqrt{2 \cdot 9,81}} \right)^{2/5} \cong 0,055 \text{ m} = 5,5 \text{ cm}$$

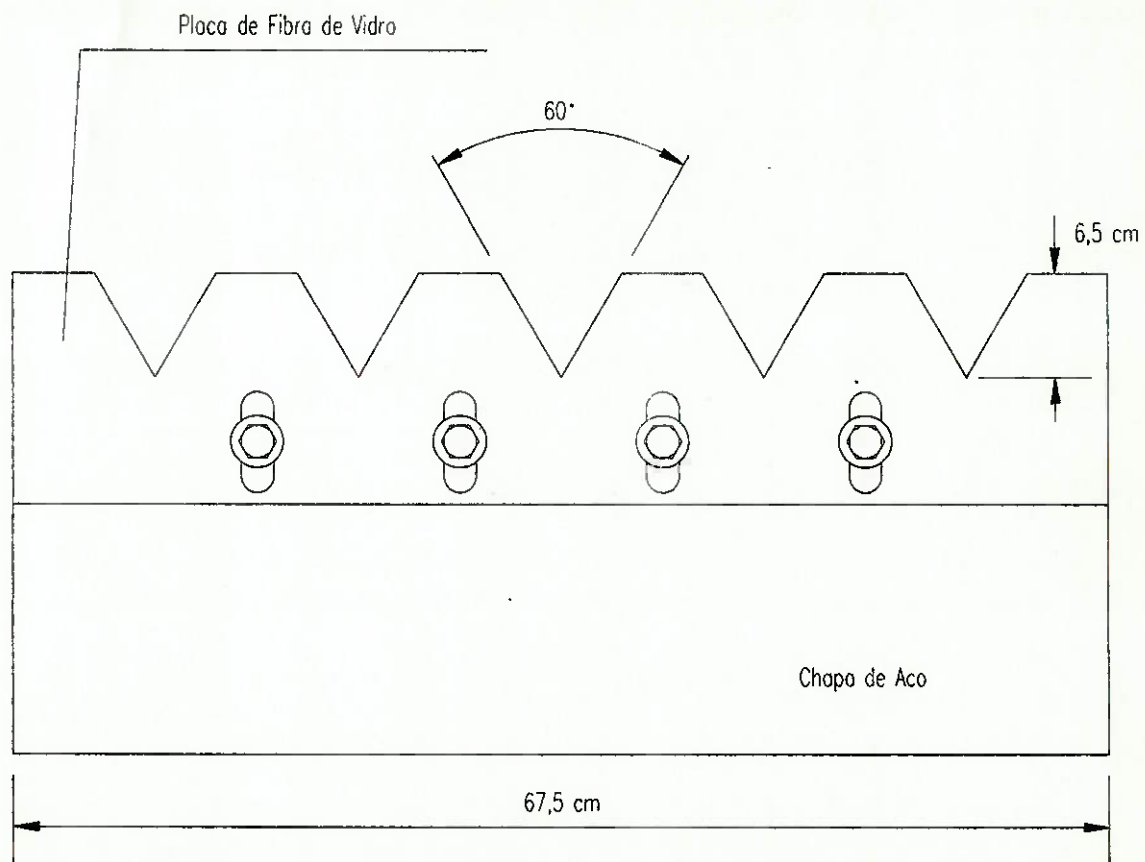
Considerando então que a altura do entalhe seja de 6,5 cm, teríamos uma vazão máxima de:

$$Q_{\max} = 5 \cdot 0,578 \cdot \frac{8}{15} \cdot \sqrt{2 \cdot 9,81} \cdot \operatorname{tg} 30^\circ \cdot (6,5 \cdot 10^{-2} + 1,2 \cdot 10^{-3})^{5/2} =$$

$$Q_{\max} = 0,00444 \text{ m}^3/\text{s} = 16,0 \text{ m}^3/\text{h}$$

O que é mais do que suficiente para as nossas necessidades.

O dispositivo proposto seria então da seguinte forma:



11. CONCLUSÃO:

O projeto desta Estação de Tratamento de Efluentes, levou mais em consideração, o caráter "hidráulico", que o caráter civil de tratamento de efluentes propriamente dito, mesmo assim, este exigiu bastante pesquisa para que o processo de depuração de resíduos orgânicos fosse entendido, levando por vezes à alguns conflitos entre as literaturas consultadas, é por isto que o tratamento de efluentes é considerado mais uma "arte" que engenharia.

Pode-se considerar de suma importância, os conceitos (pesar de poucos) apresentados aqui pois uma consciência ambiental têm sido bastante desenvolvida, tanto por parte de empresas e pessoas como por parte dos órgãos governamentais.

Atualmente, além de uma empresa ter que tratar seus efluentes, é necessário ainda tentar consumir menos recursos hídricos, e o que se tem notado é o crescimento de sistemas conjuntos de tratamento e recuperação de águas (utilizando por exemplo, o sistema de osmose-reversa), pois a taxaço pelos recursos hídricos, tanto provenientes de corpos d'água quanto provenientes de poços artesianos é inerente. Um estudo de um sistema deste tipo fica em aberto, podendo ter excelentes resultados financeiros.

12. BIBLIOGRAFIA:

- [1] Netto, J. M. de Azevedo - *"Tratamento de Águas Residuárias"*, 1962 - São Paulo.
- [2] CETESB - *"Sistemas de Esgotos Sanitários"*, 1977 - São Paulo.
- [3] ASCE - *"Wastewater Treatment Plant Design"*, 1977.
- [4] Lima, A. F. - *"A Evolução dos Métodos de Tratamento de Esgotos"* - Tese de livre docência da cadeira de "Higiene Geral, Higiene Industrial e dos Edifícios, Saneamento e Traçado das Cidades", 1952 - Recife.
- [5] Sobrinho, P. A. - *"A Influência da Idade do Lodo e das Características Hidráulicas do Tanque de Aeração no Desempenho do Processo de Lodos Ativados. Determinação dos Parâmetros de Crescimento Biológicos para Esgotos Predominantemente Doméstico"* - Tese apresentada à EPUSP para a obtenção do título de Doutor em Engenharia, 1981 - São Paulo.
- [6] Keefer, C. E. - *"Sewage Treatment Works"* - 1940.
- [7] Pessôa, C. A., Jordão, E. P. - *"Tratamento de Esgotos Domésticos"*, 1982 - Rio de Janeiro.
- [8] Metcalf & Eddy, *"Wastewater Engineering"*.
- [9] Nemerow, N. L. *"Theories and Practices of Industrial Waste Treatment"*.
- [10] Qasim, S. R. *"Wastewater Treatment Plants - Planning, Design and Operation"*.

-
- [11] Harold, I., Goldsmith, S. W. e Kenneth, S. W. - "Equivalente BOD" - artigo técnico.
- [12] Artigo Técnico - "Waste Water Treatment. Activated Sludge Process Basics and Operation Control".
- [13] Flygt, Catálogo de Equipamentos e Dimensionamento.
- [14] CETESB, Normalização Técnica L4.120 - "Medição de Vazão em Cursos de Água por Meio de Vertedores de Paredes Delgadas - Procedimento".
- [15] COPAM, Governo do Estado de Minas Gerais. - "Legislação Ambiental".