

PLANTA DE TRATAMENTO DE EFLUENTES E MEIO AMBIENTE

SÉRGIO ROBERTO CARVALHO DE SOUZA

Engenheiro Sanitarista: Tratamento de Água, Efluentes e Reúso.

CREA SP 0500198388.

RESUMO

Inúmeras plantas de tratamento de efluentes em operação no país têm desempenho impróprio em relação ao propósito específico (conformidade da qualidade do efluente tratado) e não se consideram fontes fixas de poluição atmosférica, além de desprezarem o potencial de aproveitamento de energia química disponível nos efluente brutos como fonte de recursos renováveis. Esta análise trata de comparar detalhadamente (técnica e economicamente) os desempenhos de plantas desses tipos com outras cujo enfoque inclui, além da proteção da qualidade das águas interiores, também a da atmosfera, a cogeração de energia, a redução de consumo de produtos químicos e a redução da produção de resíduos descartáveis. Foram selecionados para análise 2 casos típicos de plantas de tratamento existentes no país, associadas a desempenhos limitados e a outras desconsiderações, 2 casos representando as máximas evoluções possíveis das 2 primeiras em relação ao novo enfoque de plantas de tratamento de efluentes e 1 última, por mim concebida inteiramente, cujo fluxograma de processo não se espelha em nenhuma planta em operação no país, e representa todos os efeitos desejados do novo enfoque. Após dimensionamento, avaliação de custos e comparação entre resultados, esta última concepção se mostrou a mais vantajosa sobre todos os aspectos comparados de desempenho e de custos, incluindo a proteção do meio ambiente: água e ar.

ÍNDICE

1- INTRODUÇÃO	3
2- LEGISLAÇÃO AMBIENTAL - ÁGUAS INTERIORES	6
3- LEGISLAÇÃO AMBIENTAL - AR	8
4- MODELOS DE PLANTA DE TRATAMENTO	14
5- SIMULAÇÃO DO FLUXOGRAMA 1 PTE BÁSICA	21
6- SIMULAÇÃO DO FLUXOGRAMA 2 PTE BÁSICA	46
7- SIMULAÇÃO DO FLUXOGRAMA 1 PTE 2	64
8- SIMULAÇÃO DO FLUXOGRAMA 2 PTE 2	102
9- SIMULAÇÃO DO FLUXOGRAMA 3 PTE 20	127
10- ESTIMATIVA DA PRODUÇÃO DE RESÍDUOS SÓLIDOS, DEMANDA, CONSUMO E PRODUÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA E ÍNDICES DE CUSTO	186
11- ANÁLISE DE RESULTADOS	205
12- SÍNTESE COMPARATIVA	213
13- CONCLUSÃO	215

1- INTRODUÇÃO

Diante da minha experiência de quase 50 anos estudando plantas de tratamento de água e de efluentes, em relação a estas últimas eu já na 2ª metade dos anos 1990 notara um descompasso envolvendo o simples propósito oficial atribuído às plantas de tratamento de efluentes diante de algo que poderia ser muito mais amplo.

O que então significara ser mais amplo?

À época, teriam sido a cogeração de energia, a utilização de bio-sólidos na agricultura e o reuso de efluentes tratados em atividades secundárias e terciárias de consumo d'água, porém distantes da aplicação direta ou indireta como produção de água potável – muito embora, impropriamente, o reuso indireto como via de transformação de efluente tratado em água potável já ocorresse desde priscas eras diante de casos reais de sistemas públicos de abastecimento d'água que aproveitavam (e aproveitam) mananciais sabidamente poluídos por efluentes brutos e/ou mal tratados.

Em torno desse tempo, mas um pouco depois, em 2003, foi publicada a 4ª edição da MetCalf&Eddy: Wastewater Engineering Treatment and Reuse.

As edições anteriores 1972, 1979 e 1991 tratavam sempre somente da 1ª matéria do título: tratamento de efluentes, todavia com abordagem técnico-científica densa e ampla, e dificilmente acompanhada, pelo espectro completo de assuntos indexados, por outra bibliografia.

Em 2014, foi publicada a 5ª edição da MetCalf&Eddy-AECOM: Wastewater Engineering Treatment and Resource Recovery.

A 2ª matéria do título dessa vez foi muito além do da 4ª edição e inseriu, quase que substituindo o reuso, a recuperação e a utilização de recursos renováveis disponíveis nos efluentes brutos e a proteção da atmosfera, admitindo a planta de tratamento de efluentes como uma fonte fixa poluidora do ar.

Daí então, pelas congruências, ainda que acompanhando: Qasim, Hendricks, Mackenzie, van Haandel, WEF e outros, minha preferência histórica pelas publicações da MetCalf&Eddy para desenvolvimento de meus estudos e agora pela indicação da 5ª edição MetCalf&Eddy-AECOM, de 2014, como referência bibliográfica principal para desenvolver esta análise.

Vale aqui anotar a valorosa tradução, em 2016, dessa 5ª Edição da MetCalf&Eddy-AECOM - 2014 para o português, pelos professores da USP: eng.º Ivanildo Hespanhol e eng.º José Carlos Mierzwa, parceiros entre si em outras publicações, como em 2005: Água na Indústria – Uso Racional e Reúso.

Em relação ao 1º, a ressalva pela sua lamentável perda há menos de 2 anos atrás.

A princípio, este texto tenta explorar a relação do saneamento básico com o meio ambiente na medida da persistente degradação da qualidade das águas interiores, pelo lado da contradição intrínseca às plantas de tratamento de efluente existentes que foram outrora pensadas segundo um modelo não só incompleto para proteger efetivamente o meio ambiente aquático como de total desprezo pelos efeitos das plantas de tratamento como fonte fixa de poluição da atmosfera.

Modelos ou fluxogramas diferentes dessas plantas, desenvolvidos desde os anos 1990 fora do país, que passaram a entender os efluentes brutos como fontes perenes de recursos renováveis e não como resíduos líquidos impróprios sob circunstância de necessária transformação em outros tipos de resíduos relativizados na sua intensidade de prejuízo ao meio ambiente, mostravam que as plantas de tratamento poderiam se colocar mais próximas à proteção da qualidade das águas e ainda incluir, como efeito colateral positivo, à da atmosfera.

Em outro plano mais além, tais modelos, em paralelo àqueles benefícios, mostravam também que poderiam desenvolver rotas específicas de cogeração de energia em direção ao alcance até da autossuficiência energética, um alvo completamente estranho à realidade das plantas existentes no país.

Para esta análise, por conveniência, sublimou-se o efeito negativo de alguns desajustes incontestáveis do saneamento básico no país: poluição difusa e insuficiência de coleta de esgotos e imputou-se às plantas de tratamento de efluentes a responsabilidade plena sobre a qualidade das águas interiores.

Desde que simplificada assim, ao lado de abordagens sobre a legislação ambiental, foram alinhadas avaliações gerais de tipos de plantas de tratamento presumidamente representativas de plantas existentes no país e discussões de sua relação com a proteção ao meio ambiente: água e ar.

Dessa fase derivou a sugestão para 2 revisões na legislação ambiental referente às águas interiores: eliminação das Classes 3 e 4 de enquadramento dos corpos d'água e adoção da amostragem simples como representativa do efluente tratado em caso de corpos receptores de mais limitada capacidade de diluição.

Em passo seguinte, foram sugeridas 5 configurações de fluxogramas de tratamento de efluentes para serem analisados em detalhes, como projetos conceituais de plantas de tratamento.

Da análise resultaram informações relativamente precisas sobre eficiência de propósito, produção de resíduos, consumo de químicos, consumo e produção de energia e custos e grau de proteção ambiental (água e ar).

Dentre as 5 configurações, 2 seriam muito próximas às das plantas representativas das existentes no país; 2, seriam suas potenciais evoluções técnicas em direção ao alcance do novo enfoque de processo de tratamento antes comentado e da proteção ao meio ambiente: água e ar; e 1, por mim idealizada *in totum*, que representasse plenamente o novo enfoque de tratamento de efluentes e a proteção máxima possível do meio ambiente, indistintamente água e ar.

Nesse contexto, a planta passaria a ser uma unidade industrial de recuperação e utilização da energia química disponível no efluente bruto e não a mera unidade transformadora de rejeito tipo A em rejeito tipo B descartável no meio ambiente.

A análise comparativa dos resultados técnicos, econômicos e ambientais concluiu, com consistência, que, tanto do ponto de vista do saneamento básico como de proteção ao meio ambiente, as melhores soluções de plantas de tratamento de efluentes se agrupam em torno de fluxogramas de processo totalmente distintos dos que até hoje se implantaram e ainda se implantam no país.

Da análise elaborada, realçaram vantagens parciais e totais inerentes aos fluxogramas agregados às 3ª e 5ª configurações, ambos não convencionais, e sendo que nada existe no país que lhes seja próximo ou mesmo semelhante.

A conclusão desta análise contrasta com o pretexto repetido por gestores de saneamento básico no país ao longo dos tempos: a recusa a propostas de fluxogramas que se afastam do convencional, pois os custos das plantas de tratamento já são considerados muito elevados e optar pelo que seria não convencional os elevaria ainda mais, e que então muito mais difícil seria obter recursos para implantá-las e mantê-las.

Ainda que esta análise tenha sido elaborada, em parte, com base em projetos conceituais e não convencional, pelo fato de o diferencial de resultados ter alcançado grandeza tão expressiva a seu favor, sugere-se que novos estudos de concepção de alternativas de tratamento de efluentes a serem contratados pelos gestores de saneamento básico passem a incluir também alternativas de fluxograma de tratamento não convencional semelhantes e equivalentes às dos fluxogramas 1 PTE 2 e 3 PTE 20 realçados nesta análise.

2- LEGISLAÇÃO AMBIENTAL – ÁGUAS INTERIORES

Diante de miríades de bacias hidrográficas, algumas com áreas de drenagem tão extensas que se igualam, por vezes, a parcelas territoriais de vários municípios e estados, a legislação ambiental pertinente a corpos d'água interiores foi definida nos últimos quase 40 anos com base na organização federal, sem que, no entanto, os estados estivessem impedidos de definir sua própria legislação paralela e de adotá-las em suas realizações.

Nos casos de duplicidade da legislação, os limites mais rigorosos devem ser os adotados. Nem sempre, surpreendentemente, esse quesito de solução para as legislações duplas foi claramente entendido e corretamente adotado pelas instituições regionais.

Os 3 últimos principais documentos da legislação ambiental federal elaborados, progressivamente são: Resoluções Nº 20/1986, Nº 357/2005 e Nº 430/2011 do Conselho Nacional de Meio Ambiente - CONAMA, os 2 últimos vinculados ao Ministério do Meio Ambiente.

O enquadramento dos corpos d'água interiores em cada estado foi definido inicialmente no limite de suas secretarias, através dos planos estaduais de recursos hídricos, dentro das Classes 1 a 4, sendo a 1ª a de melhor índice de qualidade da água e a 4ª, a de pior.

As entidades envolvidas com a elaboração da legislação ambiental mostraram preocupação com a necessidade de que ela fosse próxima de legislações de outros países nos quais os resultados das políticas públicas de proteção do meio ambiente se realizaram de maneira satisfatória e promissora.

Desse ponto de vista é razoável admitir que a legislação ambiental atual seja suficiente para alcançar propósitos positivos, dos quais, entretanto, ainda desconhecemos a parte mais expressiva.

Diante do relativo caos em que se insere o saneamento básico no país, parece impossível a elaboração da análise minimamente estruturada da eficácia dessa legislação ambiental.

Do ponto de vista de conteúdo, 2 assuntos da legislação vigente podem ser incluídos entre os questionáveis.

O 1º, que após 4 décadas ainda perdurem as Classes 3 e 4 de enquadramento dos corpos d'água.

O 2º, a delegação às agências regionais sobre a livre definição do tipo de amostra representativa do efluente lançado. Em decorrência dessa delegação,

independentemente do porte do corpo receptor normalmente é utilizada a amostra composta de 24 h.

Em corpos d'água de reduzido fator de diluição, menor do que 5, por exemplo, poderia ser parte da legislação ambiental a exigência de amostra simples tomada a qualquer instante em que a vazão de efluente tratado fosse igual ou superior à 1,5 vezes a vazão média do dia anterior.

O paradoxo entre a realidade da qualidade das águas no país e os propósitos da legislação ambiental, agravado pela tendência de involução, parece ser indicador de que o padrão de gestão da legislação ambiental não é eficaz.

O fato é que se desenha uma rede de interação de atividades de gestão da legislação que deveria ser claramente como política pública de estado mas que na realidade é realizada como de governo, sujeita, portanto, ao calendário político.

Os comitês de bacias hidrográficas, instituições regionais autônomas, consolidadas e tecnicamente produtivas, talvez pudessem se constituir como as entidades mais eficazes para a gestão da legislação ambiental, dada sua experiência com o que é, de fato, sua finalidade única: o desenvolvimento e a utilização racional dos recursos hídricos das bacias hidrográficas que lhes dão os nomes.

Seria lógico considerar, pela extensão e importância de sua abrangência de dimensões intermunicipais e até mesmo interestaduais, que tais entidades estariam posicionadas, hierarquicamente, acima dos governos estaduais.

3- LEGISLAÇÃO AMBIENTAL – AR

Embora pouco se pratique essa cultura, a planta de tratamento de efluentes é definida legalmente como fonte fixa de geração e liberação de poluentes na atmosfera.

Como tal, as substâncias gasosas produzidas e liberadas devem ser gerenciadas para que se enquadrem nas condições e limites estabelecidos na legislação ambiental pertinente, Resolução CONAMA Nº 382/2006 - Emissão de Poluentes Atmosféricos Gerados em Fontes Fixas.

Em geral, os subprodutos gasosos associados à planta são divididos em 4 grupos: gases odorosos, compostos orgânicos voláteis (COV), gases de combustão e gases de efeito estufa (GEE), comentados à frente.

Em todos os grupos há vários constituintes químicos e dentre eles alguns são de alto risco à saúde pública, portanto diretamente ligados à saúde ocupacional dos operadores das plantas.

Nas plantas em operação, raríssimas exceções dão trato a esse problema de um ponto de vista tecnicamente completo. Quando o fazem, o objetivo é tão somente evitar riscos de explosão ou de geração de odor, quase com o tom exclusivo da autoproteção.

Em relação aos 3 primeiros grupos de gases, cabe incluir seus gerenciamentos como variáveis de balizamento da concepção do projeto da planta, para que ela tenha condições de operar em conformidade com a legislação de proteção à atmosfera.

Quanto ao 4º grupo, em consideração aos termos consensuados nas conferências de proteção do meio ambiente no Rio de Janeiro (1992) e Quioto (1997) e também segundo o protocolo da *Local Government Operations* (LGO-USA), é necessário seu gerenciamento de forma específica na planta.

A gestão de controle se coloca como instrumento para que a produção total de GEE implique na menor produção possível de equivalente dióxido de carbono (CO₂), e que se inclua nessa produção, então minimizada, a maior parcela possível de CO₂ de fontes biogênicas de produção de energia (fontes fora do espectro dos combustíveis fósseis).

Gases Odorosos

São formados pela combinação de inúmeras substâncias gasosas, dentre as mais intensas: amônia (NH₃), clorofenol, sulfeto de hidrogênio (H₂S), dióxido de enxofre (SO₂), crotilmercaptana, metilmercaptana, etilmercaptana, metilamina, trimetilamina (TMA), indol e escatol.

Tais substâncias se apresentam em número e em proporções variáveis de local para local, de efluente para efluente, de processo para processo, configurando sempre uma variação aleatória da quantidade e da concentração de constituintes. Mas invariavelmente são produzidas na planta e liberadas descontroladamente para a atmosfera.

Os gases odorosos são mais pesados que o ar, fato que dificulta ou mesmo impede o que seria a contribuição da sua diluição inicial na atmosfera, produzida por convecção térmica durante a emissão caso fossem mais leves do que o ar.

Por outro lado, sem corrente horizontal do ar os gases permanecem na área da planta, intensificando a concentração, o desconforto dos operadores e os riscos de saúde ocupacional.

O gerenciamento dos gases odorosos deve ser o mais abrangente possível, concebido para evitar a exposição da equipe de operação da planta e da população periférica – circunvizinha e mesmo a mais afastada que seja alinhada com a rota de dispersão – a riscos de saúde e de desconforto. Destes últimos derivam até graves consequências via estresse psicológico.

A exaustão das unidades de processo com potencial de geração de gases odorosos implica no projeto de uma central de tratamento dos gases odorosos ou não, se houver unidade de oxidação térmica (incineração) no sistema de gerenciamento dos bio-sólidos, a qual seria aproveitada para também oxidar termicamente os gases odorosos captados.

Gases COV

Os gases COV são liberados na atmosfera a partir de compostos orgânicos voláteis presentes como substâncias dissolvidas nos efluentes brutos. Dentre dezenas, alguns exemplos mais nocivos de substâncias COV são: benzeno, tolueno, clorobenzeno, cloroetano, tri/tetracloroetano e di/tetra/clorometano.

Há dezenas de substâncias COV dissolvidas nos efluentes brutos e há casos em que a presença de algumas é constatada também no efluente tratado, sendo tais substâncias, portanto, refratárias ao processo de tratamento biológico a que estiveram submetidas.

Alguns gases COV representam risco significativo para saúde pública, portanto também para a saúde ocupacional dos trabalhadores da planta. Ao mesmo tempo, contribuem para a elevação da presença de hidrocarbonetos na atmosfera com a consequente interferência na camada de ozônio.

São razões suficientemente importantes para justificar a inclusão de medidas de gerenciamento que evitem ou mitiguem a liberação direta de gases COV para a atmosfera na área da planta.

Os gases COV são liberados da massa d'água para a atmosfera por efeito de fenômenos de volatilização e de extração gasosa.

A volatilização, dado o relativo baixo valor de área de contato líquido/ar nos tanques e reatores da planta, é responsável por parcela desprezível da transferência de substâncias COV para a atmosfera.

A extração gasosa, inversamente, é o principal processo de transferência de gases COV para o ar. A liberação se realiza nas unidades de processo em que se procede à difusão de ar na base da coluna d'água ou se utiliza aeração mecânica superficial ou submersa.

A liberação de gases COV gerada dessa maneira é potencializada nos desarenadores aerados e nos tanques de aeração.

As estratégias de controle da liberação de gases COV compreendem captação e tratamento e, paralelamente, restrição da ação livre das fontes poluidoras reconhecidas no sistema de coleta de efluentes.

Os gases COV podem ser tratados tanto com os gases odorosos como podem ser oxidados termicamente nas unidades de incineração de biossólidos, se estas existirem.

Em qualquer caso, a captação implica na cobertura das unidades hidráulicas geradoras de gases COV e na exaustão subsequente do ar confinado.

As unidades do tratamento preliminar podem facilmente ser cobertas para exaustão de suas atmosferas.

Os tanques de aeração, diferentemente, não podem ser cobertos em razão da grande dimensão e da demanda de espaço livre para ações de manutenção.

Portanto os gases COV remanescentes da oxidação biológica não poderão ser captados na superfície dos tanques de aeração para tratamento ou combustão térmica.

Resta então conceber desarenadores aerados dimensionados com base em tempo de detenção maximizado para prolongar o tempo de extração gasosa de COV nessas unidades sem prejuízo de desempenho da sua função principal de remoção de areia, óleos, gorduras e graxas.

Esse procedimento pode reduzir sensivelmente a massa de substâncias COV afluyente aos reatores biológicos aeróbios, e, portanto, reduzir o potencial de liberação direta de gases COV para a atmosfera através destes reatores.

Gases de Combustão

Os gases de combustão reportam-se a subprodutos derivados da queima de combustíveis e de lodos e biossólidos gerados na planta.

Entretanto as plantas existentes realizam, salvo raras exceções, somente a queima de biogás gerado em reatores anaeróbios UASB ou em digestores anaeróbios de lodos.

Os queimadores devem operar na faixa de 850 a 1200 °C para evitar a combustão incompleta e a decorrente produção de monóxido de carbono (CO) e de óxidos de nitrogênio (NO_x), subprodutos considerados poluentes atmosféricos.

Contra isso devem ser utilizados queimadores de controle automático da temperatura de combustão, tipo enclausurado, que garantem a combustão completa do CH₄ e incluem a do H₂S. No entanto não é bem isso o que se observa na realidade.

Constata-se que a maioria dos queimadores de biogás instalados é do tipo elevado (não enclausurado), que opera com temperatura e tempo de detenção na câmara de combustão com valores insuficientes para produzir a combustão completa do CH₄ e muito menos a oxidação térmica do H₂S.

Claro que desses casos resultam subprodutos impróprios e poluentes da atmosfera, dentre eles: hidrocarbonetos (COV), dióxido de enxofre (SO₂), NO_x e odor associado ao H₂S não oxidado.

A combustão do biogás, tal como a conduzida nos queimadores, produz gases poluentes como CO, SO₂ e NO_x e também material particulado. Por decorrência, sua emissão na atmosfera deve ser controlada de modo que atenda à legislação federal definida na resolução CONAMA Nº 382/2006 - Emissão de Poluentes Atmosféricos Gerados em Fontes Fixas.

As exceções da aplicação da simples queima do biogás observadas em número reduzidíssimo de plantas no país se reportam a circunstâncias da cogeração de energia ou do combustível veicular.

Gases de Efeito Estufa (GEE)

Dentre os 6 gases GEE com emissão direta na atmosfera restringida e controlada para proteção da camada de ozônio, somente 3 estão relacionados a atividades desenvolvidas nas plantas de tratamento de efluentes.

São eles: CO₂, CH₄ e óxido nitroso (N₂O). Os outros 3, tendo o flúor como radical, correspondem, por suas especificidades, a emissões de valores desprezíveis na planta.

Os impactos dessas substâncias na atmosfera, com relação à proteção da camada de ozônio, são distintos e para que as emissões possam ser quantificadas e qualificadas hierarquicamente em relação às impropriedades,

elas são avaliadas como cargas equalizadas em relação ao equivalente de CO₂.

Segundo Protocolo LGO-USA, os potenciais de aquecimento global dos 3 gases GEE relacionados à operação da planta correspondem aos índices seguintes:

CO₂ = 1;

CH₄ = 21;

N₂O = 310.

Essa escala de valores indica que o CO₂ é o menos danoso à camada de ozônio – embora ainda o seja em alguma intensidade –, que o CH₄ é 21 vezes mais prejudicial do que o CO₂ e que o N₂O, em mais de 300 vezes.

Há 2 categorias de CO₂ emitidas na planta. A primeira, mais nefasta, define o CO₂ derivado da combustão de óleos combustíveis e de gás natural, que tem origem em fontes fósseis. A segunda, menos grave, é derivada da combustão de biossólidos e de biogás gerados na própria planta.

Esta segunda categoria é denominada emissão biogênica, ou seja, produzida na combustão de derivados de fonte não fóssil, menos nociva e menos agressiva à atmosfera em seu termo de proteção à camada de ozônio.

O grande objetivo do gerenciamento dos gases GEE na planta, segundo vários protocolos, é elevar tanto quanto possível a emissão de CO₂ biogênico em relação ao não biogênico e, em paralelo, reduzir ao mínimo as emissões de CH₄ e, principalmente, a de N₂O.

Claro então notar que, coloquialmente, o pior dos inimigos dentre os GEE gerados nas plantas de tratamento é o N₂O.

Infelizmente, na planta de tratamento, cerca de 2/3 da carga de emissões diretas de Categoria 1 pode corresponder ao N₂O.

Entretanto essa importância é reduzida sensivelmente (para a faixa de 10 a 15%) ao se contabilizar também as emissões indiretas da Categoria 2 (uso de fonte externa de energia elétrica, por exemplo).

A emissão direta de CH₄ na atmosfera é potencializada nas câmaras de sedimentação e canaletas de reatores UASB, quando abertas, nos digestores anaeróbios secundários abertos e nos gases de combustão emitidos por queimadores de biogás tipo não enclausurado, ou sem controle da temperatura de combustão.

Todas essas emissões pertencem à Categoria 1, isto é, são inerentes às atividades próprias da planta, portanto são mais facilmente controláveis.

A importação de energia elétrica, de outro modo, agrega à planta um alto valor de emissão de carga de CO₂ não biogênico (Categoria 2).

Então, a redução racional da emissão de CO₂ não biogênico na planta depende diretamente da redução do seu consumo de energia elétrica importada, ou seja, a cogeração de energia é medida proativa em relação ao controle da emissão de gases GEE na planta.

Nota-se assim que atividades tão aparentemente díspares, como cogeração de energia e proteção da camada de ozônio, se interligam com a concepção do projeto da planta.

4- MODELOS DAS PLANTAS DE TRATAMENTO

Optou-se pela escolha de 5 modelos de planta de tratamento para elaboração da análise de desempenhos técnico e econômico e de efeitos colaterais entre eles, que é o objetivo desta análise. Serão os modelos, daqui em diante, representados por seus fluxogramas sintéticos com as designações seguintes:

- fluxograma 1 PTE Básica
- fluxograma 2 PTE Básica
- fluxograma 1 PTE 2
- fluxograma 2 PTE 2
- fluxograma 3 PTE 20.

Os 2 primeiros fluxogramas procuram representar certa parcela de plantas existentes no país, porém incluem a remoção química de P (operação raramente realizada nas plantas em operação apesar de requerida diante de corpos receptores de capacidade de diluição limitada).

Os 3º e 4º fluxogramas representam evoluções dos 2 primeiros através da incorporação possível de atividades correlacionadas a:

- gerenciamento de gases: odorosos, COV, combustão e GEE
- garantia de qualidade constante do efluente tratado durante 24 h/d
- redução do consumo de produtos químicos
- redução da produção de resíduos sólidos finais descartáveis
- cogeração de energia.

Essas 5 atividades constituirão o conjunto de objetivos inter-relacionados do que se designará daqui por diante de política RUEQ (recuperação e utilização de energia química do efluente bruto).

O 5º fluxograma será a representação disso tudo, idealizado totalmente por mim, a partir do zero, diferentemente dos 3º e 4º fluxogramas, que trataram de adaptações e adequações possíveis dos fluxogramas anteriores.

Os processos inerentes aos fluxogramas serão submetidos à simulação matemática (para a vazão específica de 1,000 m³/s) delineada para produção de efluente tratado com características de qualidade cujos parâmetros principais atendam aos limites listados a seguir, após os do efluente bruto.

Efluente Bruto

- DQO_b = 600 mg/L
- DBO_{5,20} = 330 mg/L
- SST = 290 mg/L
- NKT = 40 mg N/L
- P_t = 7,5 mg P/L
- alcalinidade total = 120 mg CaCO₃/L
- altitude: 50 m
- temperatura mínima do esgoto: 22°C
- temperatura máxima do ar: 35°C

Efluente Tratado

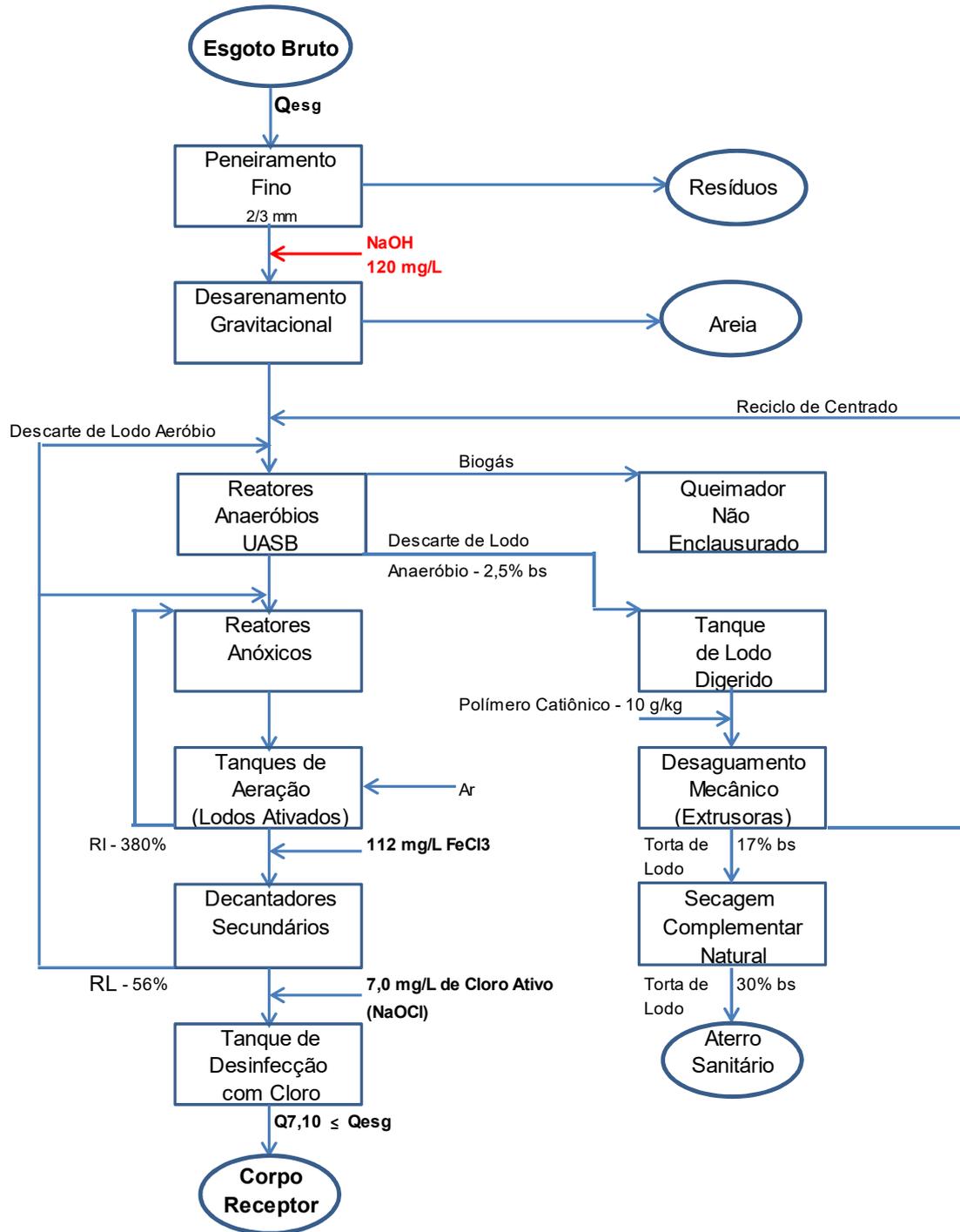
- eficiência de remoção de DBO_{5,20} ≥ 95%
- eficiência de remoção de P ≥ 93%
- NH₄⁺ ≤ 0,5 mg N/L
- NO₃⁻ ≤ 5,0 mg N/L
- NO₂⁻ ≤ 0,5 mg N/L
- teor de RNFT na torta de lodo ≥ 30% em base seca.

NOTA 1: o teor de 0,50 mg N/L de NH₄⁺ será um valor idealizado para permitir analisar o potencial de nitrificação de cada fluxograma caso o corpo receptor o requeresse por questão de especificidade de seu pH (pH >8,5), de acordo com a CONAMA N° 430/2011.

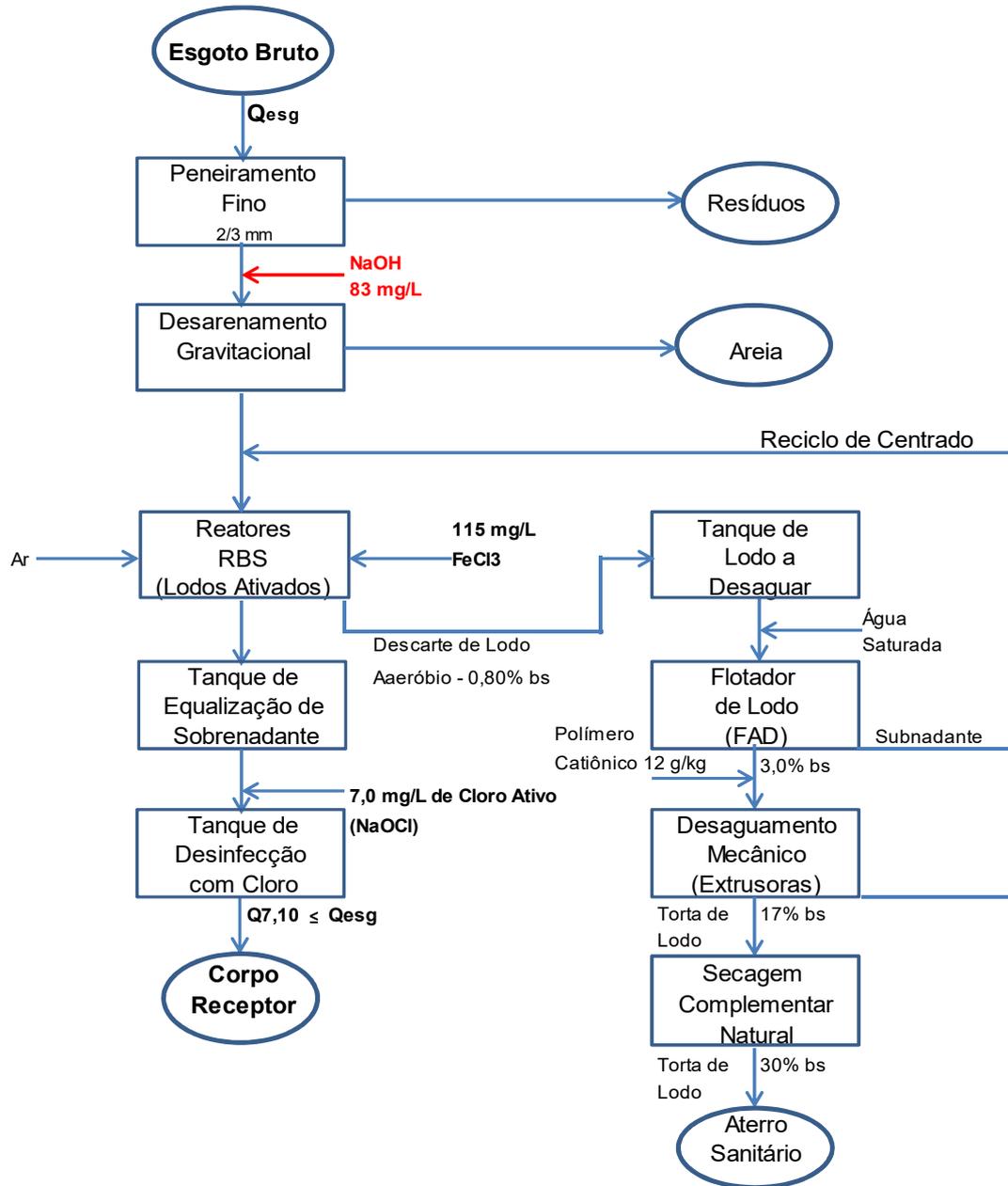
NOTA 2: o teor máximo de P requerido do efluente tratado em caso de processo biológico de remoção de P será de 0,50 mg P/L, a despeito de 0,10 mg P/L definido na CONAMA N° 430/2011. Este último valor será associado somente ao processo químico de remoção de P.

Apresentam-se a seguir, como diagramas sintéticos representativos, os 5 fluxogramas de tratamento.

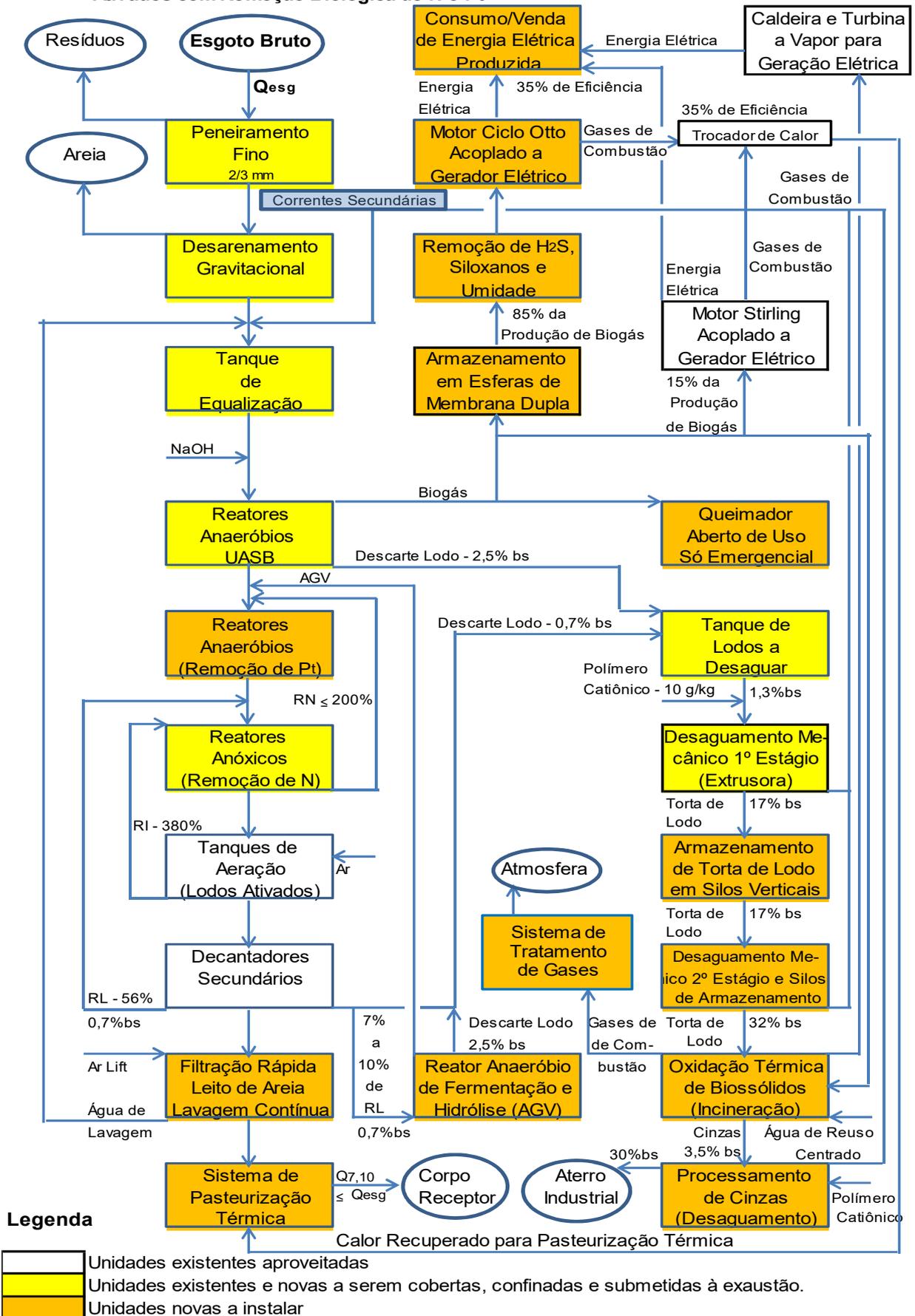
Fluxograma 1 PTE Básica - Processo de Tratamento - Reatores Anaeróbios UASB e Lodos Ativados com Remoção Biológica de N e Química de Pt



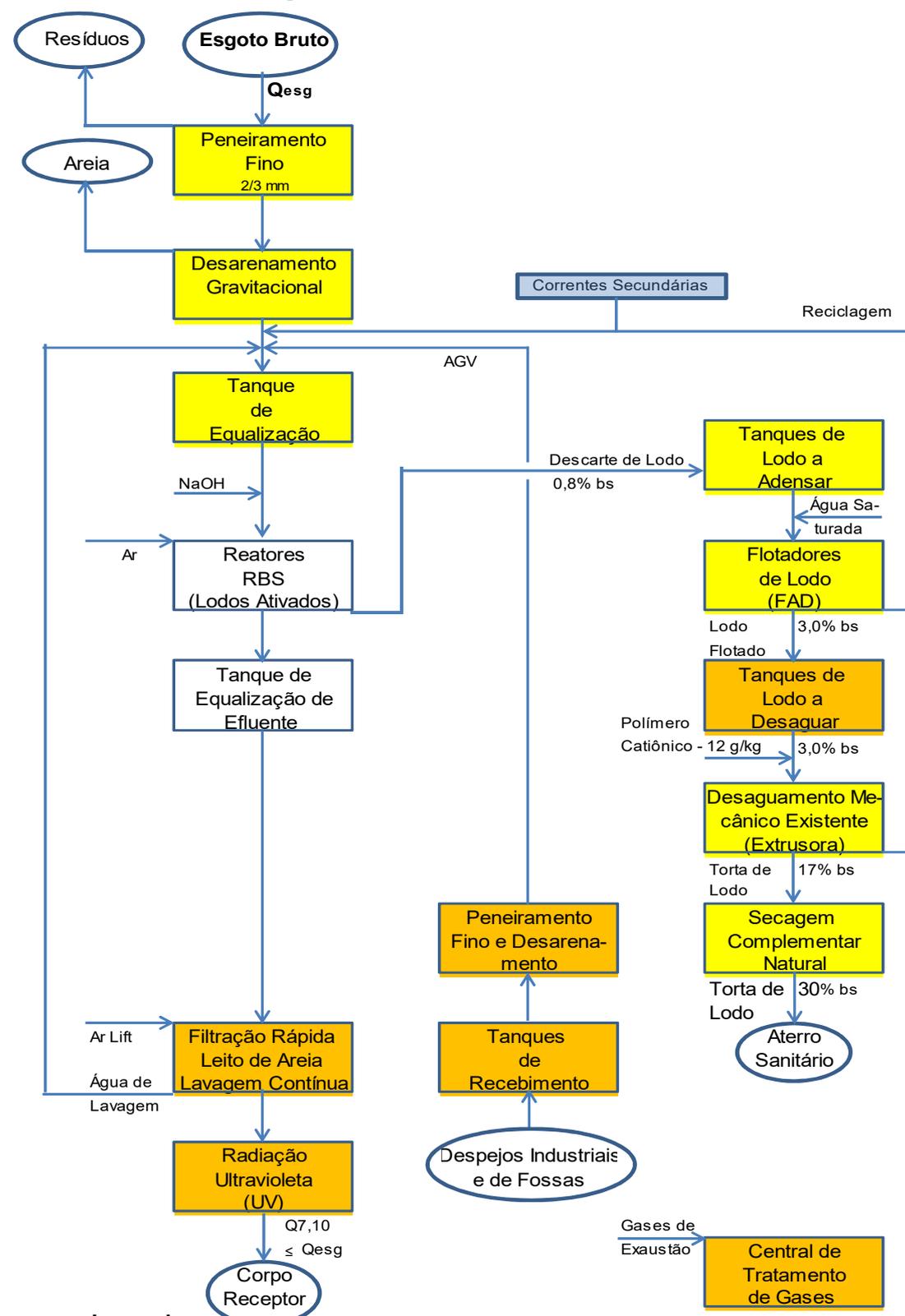
Fluxograma 2 PTE Básica - Processo de Tratamento - Reatores de Bateladas Sequenciais (RBS) com Remoção Biológica de N e Química de Pt



Fluxograma 1 PTE 2 - Processo de Tratamento - Reatores Anaeróbios UASB e Lodos Ativados com Remoção Biológica de N e Pt



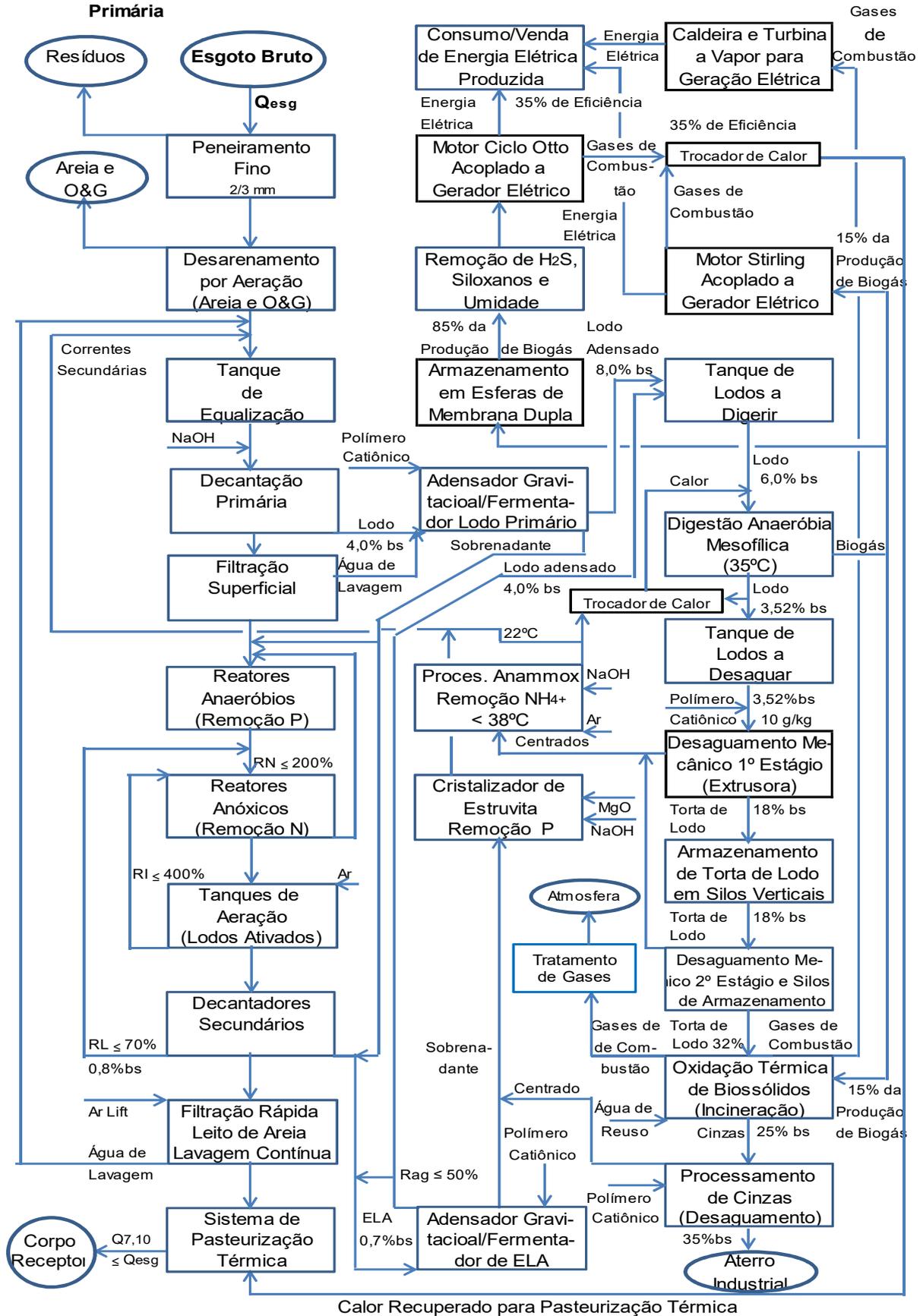
Fluxograma 2 PTE 2 - Processo de Tratamento - Reatores de Bateladas Sequenciais (RBS) com Remoção Biológica de N e de Pt



Legenda

- Unidades existentes aproveitadas
- Unidades existentes e novas a serem cobertas, confinadas e submetidas à exaustão.
- Unidades novas a instalar

Fluxograma 3 PTE 20 - Processo de Tratamento - Lodos Ativos com Decantação Primária Primária



5- SIMULAÇÃO DO FLUXOGRAMA 1 PTE BÁSICA

Segue adiante o dimensionamento comentado de todas as unidades de fases líquida e sólida de tratamento relativas ao fluxograma 1 PTE Básica, para quantificação de resultados associados à operação da planta.

Por agora ainda uma observação reportada ao fluxograma 1 PTE Básica apresentado à p. 16.

Nele, a seta e a notação em vermelho indicando 120 mg/L de NaOH, se referem à demanda de alcalinizante adicional que deveria constar do projeto original da planta, resultante de consumos de alcalinidade diante da nitrificação e da remoção química de P.

Mas foi aqui nesta análise imaginado propositalmente que não constava do projeto como oportunidade para discussão do assunto.

Ainda que seja um equívoco, essa não é uma análise normalmente incorporada aos projetos desenvolvidos no país à época tecnológica do fluxograma 1 PTE Básica, salvo raras exceções.

A adição do alcalinizante seria fundamental para assegurar o desenvolvimento controlado do processo biológico de remoção de N nele proposto. Daí sua apresentação em vermelho, para realce da necessidade.

Na nitrificação, (bioxidação do NH_4^+ em NO_3^- , com passagem pelo NO_2^- , utilizando oxigênio dissolvido como aceptor de elétrons), o consumo de alcalinidade se realizaria na razão de 7,14 mg CaCO_3 por 1,0 mg de NH_4^+ oxidado.

Em se pensando que seriam oxidados cerca de 32 mg NH_4^+ N/L, o consumo de alcalinidade em CaCO_3 alcançaria a 229 (ou $32 \cdot 7,14$) mg/L.

Comparado à alcalinidade de 120 mg/L em CaCO_3 disponível no efluente bruto e ao montante de 70 a 90 mg/L a ser mantido para garantia da capacidade tampão do reator aeróbio, o balanço aponta para o óbvio déficit de alcalinidade total que não foi considerado no projeto.

Haveria, todavia, que se considerar que cerca de 40% dos 229 mg/L de alcalinidade consumida na nitrificação pudessem ser recuperados na denitrificação biológica que conduziria o anión NO_3^- a N_2 molecular.

Em paralelo, da parte da remoção química do fósforo, seriam 43 mg/L em NaOH de déficit de alcalinidade, que corresponderiam a 54 mg/L em CaCO_3 . Esse consumo se somaria ao anterior e também, equivocadamente, não foi analisado no projeto original da planta.

Sem a compensação do déficit total da alcalinidade, 120 mg/L em NaOH, o pH no tanque de aeração não seria controlado no nível necessário, preferencialmente >7,1 em ambiente tamponado com alcalinidade total na faixa de 70 a 90 mg/L de CaCO₃.

Em decorrência do déficit de alcalinidade e da redução dinâmica do pH desdobrada do déficit, para valores abaixo de 7,1, inevitavelmente o desenvolvimento equilibrado da cinética de nitrificação não ocorreria no tanque de aeração, com prejuízo direto da eficiência de remoção requerida da série nitrogenada no efluente tratado.

Isso seria negativo para o processo de remoção biológica de N realizado diante da desqualificação do efluente tratado à luz da legislação ambiental.

Porém pior seria que, em paralelo, o ambiente de nitrificação descontrolada nos tanques de aeração resultasse em teores imprevisíveis e incertos de NO₂⁻ no efluente secundário encaminhado à desinfecção.

Tal fato associado à desinfecção com cloro comporia uma das rotas de formação de N-nitrosodimetilamina (NDMA), um dos mais nocivos subprodutos de desinfecção e oxidação (SPD) gerados no tratamento de efluentes (pp. 37 e 38).

Sua presença no efluente tratado, mesmo em nível “traço” de concentração, é relacionada ao risco de desenvolvimento de câncer na fauna aquática superior e em todos os animais submetidos a teste de toxicidade (MetCalf&Eddy-AECOM-(1), p. 133).

É claro que alcança também os consumidores que se abastecem em sistemas públicos de água supridos pelo corpo receptor – que caracteriza o caso clássico de reuso indireto para água potável, desdenhado e comum no país.

Desafortunadamente, a substância NDMA é refratária ao processo de tratamento completo convencional realizado nas plantas de tratamento de água.

- tratamento de fase líquida

- tratamento preliminar

Pré-Dimensionamento do Modelo MLE com Reatores UASB

1- Dados Básicos

vazão nominal - Q - m ³ /h	3600
jornada de produção - J - h/d	24
fator FS	1,8
características do efluente bruto	
DQOb - So - mg/L	600
DBO - Sdbo - mg/L	330 DBO _{5,20}
NKT - mg N/L	40
SST - mg/L	290
SSV - mg/L	218 75% de SST
SSVnb - mg/L	98 45% de SSV
P - mg P/L	7,5 P total
alcalinidade total - Alcb - mg CaCO ₃ /L	120
temperatura mínima do efluente bruto - T - °C	22
temperatura máxima do ar - Tx - °C	35
massa específica da água - μ - kg/m ³	998 22°C

2- Tratamento Preliminar

tipo	em 2 unidades separadas: peneiramento fino na 1ª e peneiramento muito fino seguido de remoção de areia na 2ª unidade	
s		
1ª remoção de sólidos grosseiros		
peneiramento fino com lavagem e compressão	tambor rotativo inclinado instalado em módulo pré-fabricado de aço inoxidável	
quantidade de módulos - N	3 3+0	
espaçamento - E1 - mm	12	
vazão máxima por módulo - Qm - L/s/módulo	500,0 Q/N/3,6*N/(N-1)	c/ sobrecarga de 1 módulo
taxa específica de remoção - TG1 - m ³ /m ³ esgoto	0,000075	
volume total de sólidos removidos - Vsg1 - m ³ /d	6,48 Q*J*TG1	
concentração dos SG extraídos - C - % em base seca	25	
massa específica do SG extraído - μ - kg/m ³	1000	
massa total de sólidos removidos - Msg1 - kg/d	1620 Vsg1*C/100*μ	
2ª remoção de sólidos grosseiros		
peneiramento fino com lavagem e compressão	tambor rotativo inclinado instalado em módulo pré-fabricado de aço inoxidável	
quantidade de módulos - N	3 3+0	
espaçamento - E2 - mm	2	
vazão máxima por módulo - Qm - L/s/módulo	500,0 Q/N/3,6*N/(N-1)	c/ sobrecarga de 1 módulo
taxa específica de remoção - TG2 - m ³ /m ³ esgoto	0,00005	
volume total de sólidos removidos - Vsg1 - m ³ /d	4,32 Q*J*TG2	
concentração dos SG extraídos - C - % em base seca	25	
massa específica do SG extraído - μ - kg/m ³	1000	
massa total de sólidos removidos - Msg1 - kg/d	1080 Vsg1*C/100*μ	

desarenador

tipo	prismático, com raspador circular	
desarenador	parafuso sem-fim lateral, inclinado	
quantidade de módulos - N	4 4+0	
vazão máxima por módulo - Qm - L/s/módulo	333,3	$Q/N/3,6*N(N-1)$ c/ sobrecarga de 1 módulo
taxa específica de remoção - TA - m ³ /m ³ esgoto	0,00003	
volume total de areia removida - Va - m ³ /d	2,59	$Q*J*TA$
concentração de areia extraída - C - % em base seca	95	
massa específica de areia extraída - μ - kg/m ³	2500	
massa total de sólidos removidos - Msg1 - kg/d	6156	$Va*C/100*\mu$
taxa de aplicação superficial máxima - Sx - m ³ /m ² /d	900	
dimensões		
área unitária requerida - Aur - m ² /caixa	43,2	$Q*J*FS/Sx/N$
lado - Wa - m	6,57	$Aur^{0,5}$

Para todo o tratamento preliminar, a previsão da demanda de potência instalada (MetCalf&Eddy-AECOM-(1), p. 1812) seria 13 kW e a de potência consumida, 302 kWh.dia.

O fluxo de correntes secundárias seria descarregado à saída do tratamento preliminar e corresponderia à vazão contínua de 7,0 L/s ou 0,7% da vazão de efluente bruto.

Segundo balanço de demanda de potência até o final do tratamento preliminar se teria a situação de déficit da seguinte dimensão:

= -13 kW.

- tratamento anaeróbio em reatores UASB

3- Tratamento Anaeróbio - Reatores UASB

tipo	reatores UASB	
quantidade - Nr	4 4+0	
tempo de detenção médio - Td - h	8,0	
volume unitário dos reatores - Vur - m ³ /reator	7200	
dimensões		
lâmina d'água do separador trifásico - Htr - m	1,50	
lâmina d'água do manto de lodo - Hr - m	5,50	
comprimento - Lr - m	51,17	
largura - Wr - m	$2*W$	
lâmina d'água total - Ht- m	$25,58 (Vur/2/Hur)^{0,5}$	
carga orgânica aplicada - CO - kg DQOb/m ³ /d	7,00	
eficiência de remoção de DQOb - Edqo - %	$Htr+Hr$	
teor médio de SSV no volume de processo- Cxv - %	1,8	
DQOb efluente - Se - mg/L	$QW*J*DQOb/1000/Nr/Vur$	
massa SSV nos reatores - Mv - kg SSV	60	
idade do lodo - Trs - d	2,0	
coeficiente de síntese de heterotróficas HE -	240	
Yh - gSSV/gDQOb	$DQOb*(1-Edqo/100)$	
coeficiente de decaimento endógeno -	576000	
bh - gSSV/gSSV/d	$Nr*Vur*Cxv/100*1000$	
fração de resíduo celular - fd - gSSV/gSSV	70	
	0,08	
	0,03	
	0,10	

produção diária de SSV - P _{xv} - kg SSV/d	$9428 Q^*J^*Edqo/100^*DQOb/1000^*Yh/(1+bh^*TRS)+fd^*bh^*Q^*J^*Edqo/100^*DQOb/1000^*Yh^*TRS/(1+bh^*TRS)+SSVnb/1000^*Q^*J$
produção diária de SSV _{bio} - P _{xvbio} - kg SSV/d	971 P _{xv} - SSVnb/1000*Q*J
produção diária DQO de CH ₄ - DQO _{CH4} - kg DQO/d	29725 Q*J*Edqo/100*DQOb/1000-1,42*P _{xvbio}
produção de metano sob condições padrões (0°C e 1,0 atm)	
volume de CH ₄ equivalente à DQO convertida em metano -	
V _{uch4} - LCH ₄ /gDQO	0,35
produção de metano - VCH ₄ - m ³ /d	10404 V _{uch4} *DQO _{CH4}
produção de metano a 22°C - VCH ₄ ' - m ³ /d	11242 VCH ₄ *(273,15+T)/273,15
porcentagem de CH ₄ no biogás - CH ₄ % - %	65
produção diária de biogás - V _{biogás} - m ³ /d	17295 VCH ₄ '/(CH ₄ %/100)
poder calorífico do biogás a 22°C - PCS _{bg} - kJ/m ³	38846
energia potencializada no biogás - E _{biogás} - GJ/d	672 PCS _{bg} *V _{biogás} /1000000

NOTA: este valor decorre da metodologia aplicada com viés para processamento de efluente da agroindustria, e, por isso, se apresenta superdimensionado.

Por segurança, será substituído pelo procedimento indicado por van Handell, 1994, que parece ser mais apropriado ao caso de de despejos mais diluídos, como o efluente bruto doméstico.

eficiência de remoção - E - %	60 em razão da digestão do descarte de lodo biológico aeróbio (prejudicial)
taxa estequiométrica de produção de metano - T _{pm} - kgCH ₄ /kg/DQO _{digerido}	0,25
massa de metano produzida - M _{xCH4} - kg/d	7776 Q*J*E/100*DQOb/10000*T _{pm}
porcentagem de metano capturado - M _c - %	65
massa de metano disponível - M _m - kg/d	5054 M _c /100*M _{xCH4}
calor de combustão do metano - C _{cm} - kJ/kg	50400
fator de segurança (processamento do biogás) - F _S - %	85
energia calorífica teórica disponível - E _d - kJ/d	2,2E+08 C _{cm} *M _m *F _s
fração de biogás para cogeração de energia - F _{ee} - %	85
energia teórica disponível - E _{td} - kW	2130 F _{ee} /100*E _d /86400
eficiência de geração elétrica - E _{ee} - %	35 motor ciclo Otto
eficiência de energia dos gases de combustão - E _{gc} - %	35
perda do sistema - P _{ee} - %	10
potencial de geração - E _p - kW	671 E _{ee} /100*(1-P _{ee} /100)*E _{td}
energia disponível pelo aproveitamento do calor residual dos gases de combustão dos motores ciclo Otto - E _d - GJ/d	64 E _{gc} /100*E _{td} *86400/1000000

NOTA: estes potenciais de energia transformada da energia química disponível no efluente bruto serão perdidos por oxidação térmica realizada no queimador de biogás.

relação SSV/SST no UASB - sv/st - %	80
teor médio de SST no volume de processo- C _{xt} - %	2,5 C _{xv} /(sv/st/100)
produção diária de SST - P _{xt} - kg SST/d	11785 P _{xv} /(sv/st/100)
massa específica do lodo no processo - μ - kg/m ³	1010
teor de SST no sobrenadante - S _{te} - mg SST/L	110
volume descarte diário de lodo do UASB - V _{dl} - m ³ /d	91 (P _{xt} -Q*J*Ste/1000)/(C _{xt} *10000)
coeficiente de produção de SST observado - Y _{obs} - gSST/gDQOb _{aplicada} /d	0,23 P _{xt} /(Q*J*DQOb/1000)
concentração dos constituintes no efluente dos UASB	
SST' - mg/L	110 (1-Es _{st} /100)*SST
SSV' - mg/L	88 (sv/st)/100*SST'
DQOb' - So' - mg/L	240 (1-Edqo/100)*DQOb
DBO' - mg/L	132 (1-Edqo/100)*DBO
NKT' - mg/L	40 NKT
P' - mg/L	7,5 P
SSVnb' - mg/L	40 45%*SSV

bombas de alimentação dos UASB

tipo	centrífuga, horizontal, velocidade variável
quantidade - Nbr	4 4+1 1 p/cada reator
período de operação - PO - h/d	24 J
vazão unitária - Qur - L/s	250 Q/Nbr/3,6
altura manométrica - Hman - mCA	12,00
potência unitária instalada - Pur - cv/bomba	60 Qrl*Hman/75/0,73*folga,=10%

NOTA: apresentam-se a seguir, montantes referentes ao lodo aeróbio descartado no UASB para redução de 65% dos voláteis e ao lodo químico resultante da remoção química de fósforo com cloreto férrico. Esses 2 montantes não fazem parte da cinética dos UASB e só aparecem aqui para serem mensurados ou incluídos na transferência do descarte de lodo dos UASB para o tanque de lodos a desaguar

lodo aeróbio descartado nos reatores UASB

volume diário - Vlae - m ³ /d	1652 Vxr
massa diária de SST - Ptlae - kg/d	11565 Pxt
massa diária de SSV - Pvlae - kg/d	8729 Pxx
massa diária de SSF - Pflae - kg/d	2836 Ptlae-Pvlae
redução de voláteis - Rv - %	35
massa diária de SSV reduzida - Pvlae' - kg/d	5674 (1-Rv/100)*Pvlae
massa diária de SST reduzida - Ptlae' - kg/d	8510 (Ptlae-Pvlae)+Pvlae'

volume descarte diário de lodos UASB, aeróbio reduzido e químico -

$$Vdl' - m^3/d \quad 736 (Pxt+Mxq+Ptlae'-Q*J*Ste/1000)/(Cxt/100*\mu)$$

lodos UASB, aeróbio reduzido e químico descartados dos UASB para desaguar -

massa diária de SST - Pxt' - kg SST/d	28089 Pxt+Mxq+Ptlae'
massa diária de SSV - Pxx' - kg SSV/d	15101 Pxx+Pvlae'
relação SSV/SST	54 Pxx'/Pxt'*100

A reduzida eficiência de remoção de DQOb definida para os reatores anaeróbios UASB, de 60%, seria resultante do relativamente baixo valor atribuído ao tempo médio de detenção nos projetos das PTE básicas existentes ($\leq 8,0$ h).

A ele estaria associado o caos operacional decorrente dos SS dirigidos aos reatores UASB impropriamente a partir dos reatores aeróbios, isto é, do descarte do excesso de lodo dos tanques de aeração.

Teria sido esse cenário então a solução “ajeitada” e conveniente para as plantas desse modelo resolver o problema da estabilização do lodo da fase aeróbia sem uso da energia.

Na verdade, resultou em uma realidade totalmente imprópria para o desempenho esperado originalmente dos reatores UASB. Em relação a isso, poderia então se imaginar 2 situações operacionais distintas para reatores UASB.

A 1ª situação se realizaria conforme a condição genuína para a qual eles foram concebidos e consolidados como unidades de processo de tratamento biológico anaeróbio viável segundo uma lógica de base estritamente empírica

(Lettinga, anos 1970), dedicada a efluentes agroindustriais concentrados e depois então adaptada a efluentes domésticos, mais diluídos.

Nessa lógica, os reatores UASB se definiram como aptos a tratar substratos mais solúveis do que particulados, mais brutos do que processados (biossólidos), porque a cinética do seu processo anaeróbio se baseava na hidrólise e fermentação rápidas do substrato afluente, para a subsequente disponibilização de ácidos graxos voláteis à fase acetogênica.

Essa ordenação não ocorreria com a mesma dinâmica para substratos predominantemente particulados e processados, principalmente com os relacionados à biossólidos descartados de tanques de aeração.

A título de observação do que diferenciaria tais substratos:

- do efluente bruto: a concentração de SST de 290 mg/L e DQOb solúvel da ordem de 250 a 350 mg/L;
- do descarte de lodo dos tanques de aeração: 7.000 mg/L (biossólidos) e 20 a 40 mg/L.

A 2ª situação teria sido uma adaptação, por conveniência, da 1ª e aplicada sem o rigor técnico-científico que fora utilizado na consolidação da configuração original dos reatores UASB.

Fez-se simplesmente inserir o descarte de lodo biológico dos tanques de aeração nos reatores UASB para estabilização deste, desconhecendo o desdobramento sobre o desempenho prejudicado dos reatores.

O significado dessa ação poderia ser previamente avaliado se fossem imaginados desempenhos para 2 reatores UASB operados sob as condições distintas e relativas às 2 situações antes analisadas: uma segunda a qual os reatores UASB se consagraram e outra onde foram sobrecarregados por conveniências contextuais:

- configuração em que foram consagrados:

. produção diária de SST: 11.785 kg/d;

- configuração transformada por conveniências:

. produção diária de SST: 11.785 kg/d + 8.388 kg/d (descarte de lodo aeróbio)
= 20.173 kg/d.

Seria bastante lógico perceber que um reator dimensionado e programado para processar 11.785 kg SST/d de forma otimizada não fosse capaz de processar 20.173 kg SST/d. Caso fosse, seria então muito provável que o original estivesse totalmente errado.

O tratamento anaeróbio nos reatores UASB demandaria a potência de 178 kW e a potência consumida seria 4.282 kWh.dia.

Em uma virtual contrapartida, 671 kW de potência e 64 GJ/d de energia estariam disponíveis caso a política RUEQ fosse aplicada à concepção de projeto dessa planta.

Então a cogeração de energia se aplicaria com a utilização do metano capturado (5.054 kg CH₄/d correspondentes a uma parcela de 85% da produção capturada) nos reatores UASB.

Mas, não fora essa a idealização do fluxograma 1 PTE Básica.

Toda a energia disponível como biogás, pela concepção do projeto, seria oxidada termicamente no queimador, por sua vez, possivelmente do tipo não enclausurado, em prejuízo da atmosfera.

Atualizando então o balanço energético da fase líquida de tratamento para até a extremidade de jusante dos reatores UASB, desde o tratamento preliminar, o déficit de demanda de potência passaria a:

$$= -13 \text{ kW} - 178 \text{ kW} = -191 \text{ kW}.$$

- tratamento aeróbio (modelo MLE: Ludzack-Ettinger Modificado))

4- Tratamento Biológico Aeróbio

vazão corrigida do afluente aos reatores aeróbios - Q' - m ³ /h	3596 Q-VdI/J
modelo	reatores MLE (Ludzack Ettinger Modificado) com remoção biológica de N, para remoção total do NOx
idade do lodo de reação aeróbia - IL - d	8,6 dobro de Iln
nitrificação	
coeficiente de síntese de BOA - Y _n - gSSV/gDQOb	0,15
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da BOA a 20°C - μ _{máx} - gSSV/SSV/d	0,90
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,072
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da BOA à 22 °C - μ _{máx} - gSSV/SSV/d	1,03 μ _{máx} *θ ^(T-20)
coeficiente de decaimento endógeno a 20°C - b _n - gSSV/gSSV/d	0,17
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,029
coeficiente de decaimento endógeno a 22°C - b _n - gSSV/gSSV/d	0,18 b*θ ^(T-20)
teor de OD no reator aeróbio - OD - mg/L	2,0
teor de NH ₄ ⁺ no efluente - S _{nh} - mg N/L	0,50
coeficiente de meia-velocidade BOA - K _o - mg/L	0,50
coeficiente de meia-velocidade NH ₄ ⁺ - K _{NH4} - mg/L	0,50
taxa de crescimento específico BOA a 22°C - μ _a - gSSV/gSSV/d	0,23 μ _{máx} *(S _{nh} /(S _{nh} +K _{nh}))*(OD/(OD+K _o))-b _n

idade do lodo mínima para nitrificação - $IL_n - d$	4,3 $1/\mu a$	$< IL = 8,6 d$
fração decimal de NO_x do NKT - NO_x	0,81	
fração mássica de NO_x - $NO_x - mg N/L$	32 $NO_x * NKT'$	
massa de BOA/BON no sistema - $P_{xboa} - kg SSV$	1413 $Q' * J' * Y_n * NO_x / 1000 * IL / (1 + b_n * IL)$	
concentração de BOA/BON ativa no sistema - $X_{Vboa} - mg/L$	36 $P_{xboa} / V_{ae} * 1000$	
metabolismo DQOb		
coeficiente de síntese de heterotróficas HE - $Y_h - gSSV/gDQOb$	0,45	
coeficiente de decaimento endógeno a 20°C - $b - gSSV/gSSV/d$	0,12	
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,040	
coeficiente de decaimento endógeno a 22°C - $b - gSSV/gSSV/d$	0,13 $b * \theta^{(T-20)}$	
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da HE a 20°C - $\mu_{máx} - gSSV/SSV/d$	6,00	
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,070	
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da HE à 22 °C - $\mu_{máx} - gSSV/SSV/d$	6,87 $\mu_{máx} * \theta^{(T-20)}$	
constante de meia-velocidade DQOb - $K_s - g/m^3$	8,0	
DQOb solúvel no efluente final - $Se - g/m^3$	0,3 $K_s * (1 + b * IL) / (IL * \mu_{máx} - b) - 1$	
DBO solúvel efluente final - $DBO_{se} - mg/L$	2,0	
SST efluente final - $SST_{ef} - mg/L$	30	
DBO total efluente final - $DBO_{te} - mg/L$	22 $DBO_{se} + (0,85g DBO/g SST) * (0,80 g SSV/g SST) * SST_{ef}$	
massa de heterotrófica de DBO no reator aeróbio - $P_{xh} - kg SSV$	37747 $Q' * J' * Y_h * (S_o' - S_e) / 1000 * IL / (1 + b_h * IL)$	
concentração de heterotróficas de DBO ativa no reator aeróbio - $X_{vh} - mg/L$	968 $P_{xh} / V_{ae} * 1000$	
inventário de sólidos		
fração de resíduo celular - $f_d - gSSV/gSSV$	0,15	
massa diária de produção de biossólidos - $P_{xbio} - kg SSV/d$	$J' * (Q' * Y_h * (S_o' - S_e) / 1000 / (1 + b * IL) + f_d * b * Q' * Y_h * (S_o' - S_e) / 1000 * IL / (1 + b * IL) + Q' * Y_n * NO_x / 1000 / (1 + b_n * IL))$	5311
verificação de NO_x - $NO_x' - g/m^3$	32 $NKT' - S_{nh} - 0,12 * 1000 * P_{xbio} / Q' / J$	
NOTA: o valor de NO_x adotado por hipótese, anteriormente, de 32 mg N/L, é igual ao determinado acima para NO_x' , então a hipótese pode ser considerada como aceita.		
massa diária de produção de SSV - $P_{xv} - kg/d$	8729 $P_{xbio} + Q' * J' * SSV_{nb} / 1000$	
massa diária de produção de SST - $P_{xt} - kg/d$	11565 $(P_{xbio} / 0,85 + Q' * J' * SSV_{nb} / 1000 + Q' * J' * (SST - SSV) / 1000)$	
relação $SSV_{bio}/SST - \%$	46 $P_{xbio} / P_{xt} * 100$	
relação $SSV/SST - \%$	75 $P_{xssv} / P_{xt} * 100$	
massa de SSV_{bio} nos reatores - $M_{xvbio} - kg SSV_{bio}$	45449 $P_{xbio} * IL$	
massa de SSV nos reatores - $M_{xv} - kg SSV$	74698 $P_{xv} * IL$	
massa de SST nos reatores - $M_{xt} - kg SST$	98968 $P_{xt} * IL$	
volume diário de lodo descartado - $V_{xr} - m^3/d$	1652 $P_{xt} / (X_r / 10000 * 1000 / 100)$	
	$\mu = 1000 kg/m^3$ (lodo descartado a 0,7% em base seca)	
reatores aeróbios		
quantidade - N	3	
teor de MLSSTA - mg/L	2500	
teor de SST na recirculação de lodo - $X_r - mg/L$	7000	
volume total dos reatores aeróbios - $V_{ae} - m^3$	39587 $P_{xt} / MLSSTA * 1000$	
tempo de detenção - $T_{dh} - h$	11,0 V_{ae} / Q'	

dimensões	
lâmina d'água - Hu - m	5,96
largura - W - m	23,53 L/4
comprimento - L - m	94,11 $(4 \cdot Vu/N/Hu)^{0,5}$
borda livre - BI - m	1,04
profundidade total - Ht - m	7,00 Hu+BI
fator A/M de DBO - Co - kg DBO/kgSSVbio/d	0,25 $Q \cdot J \cdot DBO' / 1000 / Mxvbio$
fator A/M de DQO - Co' - kg DQOb/kgSSVbio/d	0,46 $Q \cdot J \cdot DQOb' / 1000 / Mxvbio$
carga volumétrica de DBO - Cv - kg DBO/d/m ³	0,29 $Q \cdot J \cdot DBO' / 1000 / Vae$
carga volumétrica de DQOb - Cv' - kg DQOb/d/m ³	0,52 $Q \cdot J \cdot DQO' / 1000 / Vae$
taxa de recirculação de lodo - RL	0,56 $MLSSTA / (Xr - MLSSTA)$
concentração de SSVLMBio - Xbio - mg SSVbio/L	1148 $Mxvbio / Vae \cdot 1000$
concentração de SSVLM - Xv - mg SSV/L	1887 $Mxv / Vae \cdot 1000$
requisitos de oxigênio para metabolismo heterotrófico da DQOb e autotrófico da nitrificação	
demanda total de oxigênio em campo - Ro - kg O ₂ /d	$25815 Q \cdot J \cdot (DQOb' - Se) / 1000 - 1,42 \cdot Pxbio + 4,57 \cdot Q \cdot J \cdot NOx' / 1000$
demanda total de oxigênio em campo - Ro' - kg O ₂ /h	1076 Ro/J
reatores anóxicos	
quantidade de reatores - Nnx	3 1 na cabeceira de cada reator aeróbio
teor de SST - SSTana - mg/L	2524 vide balanço de massas a seguir
concentração de biomassa ativa no sistema - Xat - mg SSVat/L	$954 Q \cdot J \cdot IL / Vae \cdot (Yh \cdot (So' - Se) / (1 + bh \cdot IL))$
teor de NO ₃ - no efluente final - NO _{3-e} - mg N/L	6,0 teor máximo de nitratos e nitritos soma
taxa de recirculação de NO ₃ - - TIR	$3,8 NOx' / NO_{3-e} - 1,0 - RL$
volume afluente por recirculações aos reatores anóxicos - Qanx - m ³ /d	$375676 Q \cdot J \cdot (TIR + RL)$
massa de NO ₃ - afluente aos reatores anóxicos - Mnx - kg N/d	$2254 Qanx \cdot NO_{3-e}$
volume total dos reatores anóxicos - Vnx - m ³	8511 21,50% de Vae (hipótese)
dimensões	
lâmina d'água - Hu - m	6,16 Hu+0,20 m
largura - W - m	23,53 W
comprimento - L - m	$19,58 Vnx / Nnx / Hu / W$
borda livre - BI - m	1,04
profundidade total - Ht - m	7,20 Hu+BI
misturadores submersos	
quantidade de misturadores - Nmnx - n/tanque	3 3+1 instalados
densidade de potência - dp - W/m ³	3,5
potência unitária - Puanx - kW/misturador	$3,3 dp \cdot Vnx / 1000 / Nmnx / Nnx$
tempo de detenção - Tdnx - h	$2,4 Vnx / Q'$
fator A/Mb - kg/kg/d	$1,4 Q \cdot J \cdot DBO' / (Vnx \cdot Xat)$
fração de DQOrb - DQOrb/DQOb - %	35
fator bo fator b0	0,24
fator bo fator b1	0,15
taxa específica de denitrificação a 20° C - TEdN - g NO ₃ -/g Xat/d	$0,29 b0 + b1 \cdot \ln(A/Mb)$
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,026
taxa específica de denitrificação a 22° C - TEdN' - g NO ₃ -/g Xat/d	$0,30 TEdN \cdot \theta^{(T-20)}$
TEdN corrigida devido ao ciclo de TIR - TEdN'' - g NO ₃ -/g Xat/d	$0,28 TEdN' - 0,029 \cdot \ln(A/Mb) - 0,012$
TEdN global - TEdNg - TEdNg - g NO ₃ -/g Xat/d	$0,23 TEdN'' \cdot Xat / Xbio$
potencial de remoção de NO ₃ - PRno3- - kg NO ₃ -/d	$2296 Vnx \cdot TEdN'' \cdot Xat / 1000$

NOTA: o potencial de desnitrificação dos reatores anóxicos para o tempo de detenção de 2,4 h é suficiente para garantir o teor mínimo de 6,0 mg NO₃-/L no efluente tratado.

Valores inferiores a 6,0 mg NO₃-/L no efluente tratado dependem do aumento do volume dos reatores anóxicos, Será necessário manter a máxima remoção de NO₃- e NO₂- possível porque diante do processo de desinfecção por cloro haverá risco de formação de NDMA como subproduto da reação do NO₂- com o cloro, o que seria indesejável em todos os sentidos para o meio ambiente e para o consumo humano.

abatimento de DQOb nos reatores anóxicos (fictícia recuperação de oxigênio nos reatores anóxicos)

DQOb consumida - $\Delta DQOb$ - kg O₂/d 6453 2,86*(NO_x'-NO_{3-e})*V/1000

NOTA: esse valor de $\Delta DQOb$ representa 6453/25.815*100 = 25 % da demanda total de oxigênio para metabolismo da DQOb e do NKT do efluente bruto. Será desprezado como compensação e admitido como folga do sistema.

requisitos corrigidos de alcalinidade total com a desnitrificação para manter pH \approx 7,1 no sistema aeróbio

alcalinidade consumida na nitrificação -

Alcn - mg CaCO₃/L 229 7,14*NO_x'

alcalinidade total de tampão - Alctt - mg CaCO₃/L 80

alcalinidade total produzida - Alcp - mg CaCO₃/L 93 3,57*(NO_x'-NO_{3-e})

alcalinidade adicional - $\Delta alc'$ - mg CaCO₃/L 96 -(Alcb+Alcp-Alcn-Alctt)

demanda equivalente de NaOH - $\Delta alc'$ - mg NaOH/L 77 $\Delta alc'$ *0,80 (equivalente-massa NaOH/CaCO₃)

NOTA: esse valor de $\Delta alc'$ adicional representa 96/229/*100 = 42% da demanda de alcalinizante exigida p/ nitrificação de 81% do NKT do afluente ao tratamento biológico e manter tamponado o reator aeróbio em torno do pH 7,1. Por isso, o resultado indica necessidade de dosagem de NaOH a montante dos reatores aeróbios, mas não foi indicada no projeto.

sistema de aeração dos reatores aeróbios

transferência de oxigênio

difusores de bolha fina, tipo membrana, distribuídos: 45% no terço de montante, 35% no trecho médio e 20% no terço de jusante

cota do nível do mar - za - m

0

cota da ETE - zb - m

0

eficiência de transferência de OD - Et

0,35 35% para 5,96 m de coluna

taxa relativa de transferência de OD em água limpa - α

0,65

saturação relativa de transferência de OD para água limpa -

β 0,95

pressão atmosférica ao nível do mar - Pa - N/m²

10,33 igual a mCA

pressão atmosférica ao nível do mar - Pa' - kPa

101,325 igual a mCA

pressão atmosférica na altitude da ETE - Pb - N/m²

10,33 Pa

pressão atmosférica na altitude da ETE - Pb' - kPa

101,325 Pa*(Pb/Pa)

profundidade dos difusores - Df - m

5,46 Hu-0,50 m

fator de correção da profundidade - de

0,40

peso molecular do ar - M - kg/kg/mol

28,97

constante universal dos gases - R - kg/m²/s²

8314

temperatura do esgoto - K - °K

295,15 T+273,15

fator de despósito no difusor - F

0,90

concentração de saturação de OD ao nível do mar e temperatura de operação do ar (35°C) -

Cst - mg/L 6,95

concentração de saturação de OD ao nível do mar, 20°C -

Cs20 - mg/L 9,09

concentração de saturação de OD ao nível do mar para aeração por ar difuso -

C'st - mg/L 11,01 Cs20*(1+de*Df/Pa)) > Cst

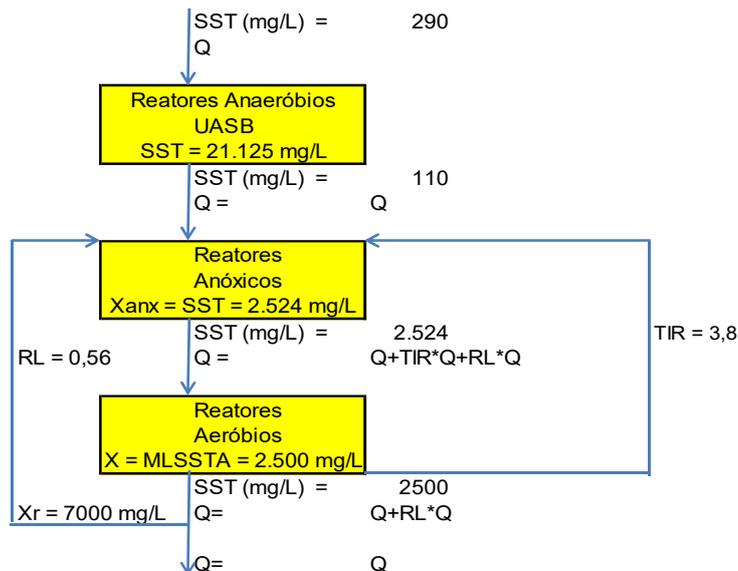
correção da concentração de OD para a altitude -

Pb/Pa 1,00 exp*(-g*M*(Za-Zb)/(R*T))

taxa de transferência de OD no local sob condição padrão - TTOP - kg/h	$3219 R_o/a/F*(C'st/(\beta*Cst/Cs20*(Pb/Pa)*C'st-OD)*1,024^{(20-T)})$
massa específica do ar à temperatura Tx - μ ar - kg/m ³	1,146 Pb*M/(R*(273,15+Tx))*1000
porcentagem mássica de O ₂ - PO ₂ - %	23,18
taxa específica de O ₂ no ar na condição padrão local - MO ₂ - kg O ₂ /m ³ de ar	0,266 PO ₂ /100* μ ar
vazão média total de ar sob condição padrão local - Qar - m ³ /min	577 TTOP/Et/60/MO ₂
vazão máxima total de ar sob condição padrão local - Qarx - m ³ /min	635 Qar*folga,=10%
vazão média de ar sob condição padrão local por reator - Qaru - m ³ /min/reator	192 Qar/N
vazão máxima de ar sob condição padrão local por reator - Qarux - m ³ /min/reator	212 Qaru*folga,=10%
vazão média de ar sob condição padrão local para o terço de montante dos reatores - Qar1/3 - m ³ /min	87 Qaru*45%
vazão máxima de ar sob condição padrão local para o terço de montante dos reatores - Qar1/3x - m ³ /min	95 Qar1/3*folga,=10%
vazão média de ar sob condição padrão local para o terço médio dos reatores - Qar2/3 - m ³ /min	67 Qaru*35%
vazão máxima de ar sob condição padrão local para o terço médio dos reatores - Qar2/3x - m ³ /min	74 Qar2/3*folga,=10%
vazão média de ar sob condição padrão local para o terço de jusante dos reatores - Qar3/3 - m ³ /min	38 Qaru*20%
vazão máxima de ar sob condição padrão local para o terço de jusante dos reatores - Qar3/3x - m ³ /min	42 Qa3/3*folga,=10%
perda de carga no circuito de ar - Hcar - m	2,00 inclusive difusores
perda de carga total - Htar- mCA	7,5 Df+Hcar
sopradores	
tipo	velocidade variável, com cabine acústica
quantidade - Nsop	3 3+1 1 soprador por reator
eficiência do soprador - Esop - %	70
vazão média mássica total de ar sob condição padrão local - W - kg/s	11,0 Qar* μ ar/60
vazão máxima mássica total de ar sob condição padrão local - Wx - kg/s	12,1 W*folga,=10%
vazão média mássica unitária de ar sob condição padrão local - Wu - kg/s/soprador	3,7 W/Nsop
vazão máxima mássica unitária de ar sob condição padrão local - Wux - kg/s/soprador	4,0 Wu*folga,=10%
vazão média unitária de ar sob condição padrão local - Qusop - m ³ /min/soprador	64,1 Qaru/Nsop
vazão máxima unitária de ar sob condição padrão local - Qusopx - m ³ /min/soprador	70,5 Qusop*folga,=10%
pressão absoluta de descarga - Pabsd - atm	1,72 (Pb+Htar)/Pb
potência méd. unit. Instal. - Pusop - kW/soprador	$266 W_u/8,41*R/1000*(273,15+T_x)/(E_{sop}/100)*(((P_b+H_{tar})/P_b)^{0,283-1})*folga,=0\%$
potência máx. unit. Instal. - Pusopx - kW/soprador	$526 W_{u_x}/8,41*R/1000*(273,15+T_x)/(E_{sop}/100)*(((P_b+H_{tar})/P_b)^{0,283-1})*FS$

NOTA: desprezando os 25% de DQOb que serão removidos na denitrificação, essa potência inclui ainda 98% de folga em relação à demanda de O₂, Ro = 25.815 kg O₂/d.

teores de SST ao longo dos reatores do tratamento biológico (desprezadas as produções internas nos reatores anóxicos)



balanço de massas em torno dos reatores anóxicos

$$Q \cdot 110 + RL \cdot Q \cdot X_r + TIR \cdot Q \cdot X = (Q + RL \cdot Q + TIR \cdot Q) \cdot X_{anx}$$

$$X_{anx} = 2.524 \text{ mg/L}$$

bombas de recirculação do processo biológico com descarga na entrada dos reatores anóxicos

recirculação de lodo (extração de lodo contínua dos decantadores secundários)

tipo	centrífuga, horizontal, velocidade variável
quantidade - Nbrl	1 1+1
período de operação - PO - h/d	24 J
concentração de SST - Cri - %	0,7 Xr/10000
vazão total de recirculação - Qrl - L/s	555 RL*Q/3,6
altura manométrica - Hman - mCA	5,00
potência unitária instalada - Purl - cv/bomba	60 Qrl*Hman/75/0,68*folga,=10%

recirculação interna de NO₃⁻ (extração de ML contínua dos reatores aeróbios, extremidade de jusante)

tipo	axial, velocidade variável
quantidade - Nbrl	3 3+1
período de operação - PO - h/d	24 J
concentração de SST - Cri - %	0,25 MLSSA/10000
vazão total de recirculação - Qri - L/s	3793 TIR*Q/3,6
vazão unitária de recirculação - Quri - L/s/bomba	1264 Qri/Nbil
altura manométrica - Hman - mCA	1,00
potência unitária instalada - Puri - cv/bomba	30 Quri*Hman/75/0,62*folga,=10%

descarte de excesso de lodo biológico

tipo	centrífuga, horizontal, velocidade variável
quantidade - Nbex	3 3+1
período de operação - PO - h/d	24 J
concentração de SST - Cex - %	0,7 Xr/10000
vazão unitária de descarte de lodo - Qex - L/s/bomba	6,4 Vxr/Nbex/86,4
altura manométrica - Hman - mCA	7,00
potência unitária instalada - Puex - cv/bomba	1,5 Qex*Hman/75/0,6*folga,=50%

A demanda de potência no tratamento biológico anóxico-aeróbio, incluindo misturadores submersos e bombas de recirculação e de descarte de lodo seria 1.723 kW.

Considerando que a alcalinidade do efluente bruto não seria suficiente para sustentar o pH > 7,1 (déficit de 86 mg/L em CaCO₃), e que portanto o processo

de nitrificação não ocorreria plenamente, só em parte, em função da tendência do pH decrescente, a potência consumida não deveria ser estimada então como função de toda potência média instalada com os sopradores (266 kW/soprador).

O valor desse abatimento seria 92% do valor médio nominal, para o qual a nitrificação de NO_x seria de somente 67%, produzindo teor de 5,8 mg N/L de NH₄⁺ no efluente tratado, e não 0,50 mg N/L como fora concebido no projeto.

O teor de NO₃⁻ no efluente tratado seria de 6,0 mg N/L, reduzido assim para minimizar o de NO₂⁻ e então mitigar o risco de produção de substâncias precursoras da N-nitrosodimetilamina (NDMA).

O teor de 0,50 mg N/L de NH₄⁺ idealizado para o efluente tratado seria inalcançável sem a adição de 86 mg L em CaCO₃ (este valor ainda não inclui a necessidade de preservar 80 mg/L de CaCO₃ idealizados para manter a capacidade tampão dos reatores, e que seria elevado para 96 mg/L se assim fosse), ainda que as unidades hidráulicas dimensionadas estivessem aptas a produzi-lo caso houvesse a alcalinização adicional de 77 mg/L em NaOH.

O consumo de energia no tratamento biológico anóxico-aeróbio, incluindo misturadores submersos e bombas de recirculação e de descarte de lodo, seria de 21.063 kWh.dia.

Atualizando o balanço energético para a extremidade de jusante dos reatores aeróbios, inclusive bombas de processo, o déficit de demanda de potência desde o tratamento preliminar passaria a:

$$= -13 \text{ kW} - 178 \text{ kW} - 1.723 \text{ kW} = -1.914 \text{ kW}.$$

A idade do lodo no processo biológico aeróbio de 8,6 d seria definida com valor igual ao dobro da idade do lodo mínima determinada para nitrificação ao nível de produção de teor de NH₄⁺ de 0,50 mg N/L no efluente tratado, à temperatura de 22 °C.

O fator de segurança assumido para sua definição em relação à idade do lodo para nitrificação (4,3 d) seria igual a 2,0, com folga ainda em relação ao fator de segurança de 1,8 referente à vazão de pico de efluente bruto.

A folga poderia ser definida nessa dimensão porque não existiria tanque de equalização de vazão e de carga de constituintes do efluente bruto. Somente a partir da existência dele se tornaria possível o arrefecimento expressivo do valor assumido para o fator de segurança da idade do lodo.

A concentração teórica do MLSSTA inerente ao processo biológico seria de 2.500 mg/L nos reatores aeróbios e de 2.524 mg/L nos reatores anóxicos.

A aplicação de FeCl₃ para remoção química de P, que poderia ser executada na saída dos tanques de aeração, implicaria na elevação do teor de MLSSTA para 4.217 mg/L nos tanques de aeração e para 3.742 mg/L nos reatores anóxicos, via recirculação de lodo com teor de RNFT de 0,70% (7.000 mg/L).

- decantação secundária (DS)

5- Decantação Secundária

tipo	circulares com raspadores mecânicos diametrais de lodo e espuma
quantidade - Nds	8 8+0
quantificação do lodo químico por adição de FeCl ₃ para remoção química de P	
teor de P solúvel requerido - P _{sr} - mg P/L	0,10
razão Fe/P	3,3 (Szabo, 2008)
P incorporado ao P _{xbio} - P _{pxbio} - mg P/L	0,9 1,5%*P _{xbio} /(Q*J)*1000
dosagem de Fe ⁺³ requerida - Fer - mg/L	38 (Fe/P)*(P-P _{pxbio} -P _{sr})*1,8
massa de Fe ⁺³ requerida - Mfr - kg/d	3321 Q*J*Fer/1000
porcentagem de Fe no FeCl ₃ - Fe/FeCl ₃	34,4 55,9/162,3*100
massa diária de sal anidro - Mclfe - kg/d	9641 Mfr/((Fe/FeCl ₃)/100)
consumo de solução comercial de FeCl ₃	
concentração - Cclfe - %	35
massa específica - μ - kg/m ³	1350
volume diário - Vclfe - m ³ /d	20 Mclfe/(Cclfe/100*μ)
massa diária - Mscclfe - kg/d	27546 Vclfe*μ
dosagem mássica de solução - Dsc - mg/L	319 Mscclfe/Q'/J*1000
dosagem de sal puro (FeCl ₃) - Dcf - mg/L	112 Dsc*Cclfe/100
equação teórica de referência	
1,6Fe+HPO ₄ +3,8OH → Fe _{1,6} H ₂ PO ₄ (OH) _{3,8}	
dosagem de Fe - Dfe - mol/L	0,0007 Fer/1000/55,9
P removido - Pr - mol/L	0,0002 (P-P _{pxbio} -P _{sr})/1000/31
massa molecular do Fe _{1,6} H ₂ PO ₄ (OH) _{3,8} - Mm - g/mol	251
lodo de Fe _{1,6} H ₂ PO ₄ (OH) _{3,8} - Mq - mg/L	52 Pr*Mm*1000
excesso de Fe adicionado - Fexc - mol/L	0,0004 Dfe-1,6*Pr
massa molecular do Fe(OH) ₃ - Mm' - g/mol	107
teor de Fe(OH) ₃ formado - Mq' - mg/L	38 Fexc*Mm'*1000
lodo químico resultante - Mq'' - mg/L	90 Mq+Mq'
massa diária de lodo químico - Mxq - kg SST/d	7795 Mq''/1000*Q'*J
taxa específica de produção de lodo químico por kg de P removido -	
Telq - kg SST/kg Premovido	12,2 Mxq/(Q'*J*(P-P _{sr})/1000)
alcalinidade total consumida na remoção química de P a ser compensada pela adição de NaOH	
teor de (OH) consumido - Coh - mg/L	18 (51 de OH)/Mm'*Mq'
dosagem de NaOH requerida - Cnaoh - mg/L	43 40/17*Coh
concentração da solução de NaOH - Cnaoh - %	50
massa específica da solução de NaOH - μ - kg/m ³	1500
massa diária de solução de NaOH - Mnaoh - kg/d	3669 Cnaoh*Q'*J/1000
volume diário de solução de NaOH - Vnaoh - m ³ /d	4,9 Mnaoh/(Cnaoh/100*μ)
correção do valor de MLSSTA pelo acréscimo do lodo químico -	
MLSSAT' - mg/L	4185 IL*(Pxt+Mxq)/Vae*1000
NOTA: em razão da formação do lodo químico para remoção de P, o valor de MLSSTA passou de 2.500 mg/L para 4.185 mg/L.	
taxa de aplicação superficial máxima - Sds - m ³ /m ² /d	19,1 < 20 m ³ /m ² /d (NBR 12.209/2011, lodo químico)
área unitária requerida - Auds - m ² /ds	1018 FS*Q'*J/Sds/Nds
taxa de aplicação de sólidos - Mds - m ³ /m ² /d	80 MLSSTA'/1000*FS*Q'*J/Nds/Auds < 144 kg/m ² /d

dimensões	
diâmetro - Dds - m	36,00 $(Auds*4/\pi)^{0,5}$
profundidade lateral - Hl - m	4,00
profundidade central - Hc - m	4,95
profundidade lateral total - Hlt - m	4,50 Hl+0,50 m
teor de SST no efluente - SSTds - mg/L	30 Sstef

Estes números realçariam a desproporção dimensional e a quantidade exagerada de unidades DS que resultam da remoção química de P com a utilização do $FeCl_3$.

Somente em decorrência do lodo químico, a área requerida de DS teria de ser ampliada em 40%.

Este acréscimo, somado ao do fator de pico de 1,8, faria tão grande a área de DS que seriam necessárias 8 unidades para que o diâmetro fosse inferior a 40,0 m

A dosagem de $FeCl_3$ como sal anidro seria de 112 mg/L e como solução comercial a 35% de concentração em massa, de 320 mg/L, requerida para garantir, teoricamente, o teor de 0,10 mg P/L no efluente tratado como fósforo solúvel.

A demanda de potência na DS seria 4,0 kW e a potência consumida, 96 kWh.dia.

Atualizando o balanço energético até as unidades DS, o déficit de demanda de potência, desde o tratamento preliminar inclusive, passaria a:

$$= -13 \text{ kW} -178 \text{ kW} -1.723 \text{ kW} -4,0 \text{ kW} = -1.918 \text{ kW}.$$

- tanque de contato

6- Tanque de Contato

quantidade - Ntc	1 1+0
tipo	reator aberto, chicanado
desinfetante	hipoclorito de sódio comercial em solução adquirida a grane
tempo de detenção mínimo - Tdr -minh	15
volume - Vr - m ³	1618 $FS*Q'/60*Tdr$
dimensões	
lâmina d'água máxima - Hux - m	3,00
comprimento - L - m	32,85 $2*W$
largura - W - m	16,42 $(Vur/Hux/2)^{0,5}$
borda livre - Bl - m	0,00 pressurizado (0,15 m)
profundidade total - Ht - m	3,00 Hux+Bl

canais	
quantidade - Nctc	6
largura útil - Wctc - m	2,74 WNctc/
velocidade - Vctc - m/s	0,12 Q/3600/Wctc/Hux
raio hidráulico - RH - m	0,94 Hux*Wctc/(2*Hux+Wctc)
regime hidráulico do reator	
número de Reynolds - NR	4,82E+05 4*Vctc*RH/γ
coeficiente de dispersão - D - m ² /s	0,09 1,01*γ*NR ^{0,875}
número de dispersão - d	0,023 D/Vctc/L)

De acordo com MetCalf&Eddy-AECOM ((1), p.1945), o número de dispersão de 0,023 estimado nesta simulação denotaria um reator operando sob regime de mistura com baixa dispersão longitudinal, isto é, com escoamento satisfatoriamente muito próximo ao de fluxo de pistão ideal. Valores de $d < 0,050$ já garantiriam essa condição.

Equivocadamente, sob o ponto de vista ambiental, ainda que só como o que seria uma medida parcial, o fluxograma 1 PTE Básica não previu a decloração ao final do tanque de contato, submetendo o corpo receptor a toda sorte de riscos associados a SPD.

Em relação a esses riscos, observem-se algumas citações:

1- “Discharge of DBPs: *It has been shown that many of the DBPs can cause environmental impacts at very low concentrations. The occurrence of DBPs and compounds such as NDMA raises serious questions about the continued use of free chlorine for disinfection.*” (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 1337)

2- “Concerns with DPBs: *Formation of DPBs is of great concern in effluente dispersal to the environment and for indirect and direct potable reuse because of the potencial longterm (chronic) impact of these compounds on public health and the environment.....*” (MetCalf&Eddy-AECOM (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 1333)

3- “Disinfection-By-Products: *It has been found that when chlorine is added to water containing organic matter several organic compounds containing chlorine are formed. Collectively, these compounds along with others, are known as disinfection byproducts (DBPs). Although generally presente in low concentration, they are concern because many of them are known or suspected potencial human carcinogenes. Typical classes of compounds include THMs, HAASs, thrichlorophenol, and aldehydes. In the last decade N-Nitrododimethylamine (NDMA) has been found in the influente from wastewater treatment plants. The reason of concern over this compound is because as a group of compound, nitrosamines are among the most powerful carcinogens known (Snyder, 1995). These compounds are.....*” (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 133);

4- “Residual Toxicity of Disinfectants:Residuals of oxidizing disinfectants have long been known to be toxic to aquatic life, including fish, in the receiving body of water. Some disinfection processes produce hazardous byproducts, which are suspected of being carcinogens (e.g. THMs) or cause other complications to humans. Ultraviolet disinfection, which does not leave a residual, commonly is believed to be non toxic to aquatic biota.....” (2)

5- “Aspectos contrários à cloração: O cloro reage com a matéria orgânica presente nos efluentes ou nos corpos d’água para formar compostos haloorgânicos, ou organoclorados, em que predominam trihalometanos (THM) e ácidos haloacéticos (AHA). A quantidade total de haloorgânicos é denominada halogênios orgânicos totais, abreviado na forma TOX, e a maior parte deles é tida como causadora de efeitos diversos à saúde. A literatura tem citado riscos e efeitos carcinogênicos de compostos organoclorados que são formados na água potável.....

A preocupação que levou a que os padrões de potabilidade nos Estados Unidos, na Comunidade Europeia e no Brasil limitassem a concentração de THM e outros compostos nas águas de abastecimento, foi estendida à possibilidade de formação de subprodutos da cloração de efluentes de esgotos tratados, conhecidos pela terminologia inglesa DBP (“disinfection by-products”), que poderíamos chamar de SPD (subprodutos da desinfecção). O risco da cloração do esgoto se torna maior à medida que o efluente tratado se misture, no corpo receptor, por exemplo, com uma água a ser captada para abastecimento público. Da mesma forma é preocupante a irrigação com esgotos tratados e clorados, pela contribuição cumulativa de haloorgânicos no solo e no lençol subterrâneo.

Nesse sentido, existe hoje grande preocupação com a desinfecção de efluentes tratados por cloração, uma vez que a formação de haloorgânicos é facilitada pela presença de compostos orgânicos residuais no efluente ou no corpo receptor...” (3)

Apesar da advertência de cunho técnico-científico consolidado, há agentes públicos que não só aceitam a cloração do efluente tratado, sem ou com decoloração, como até sugerem que se mantenha nele algum valor mínimo de residual de cloro.

(2) Design of Municipal Wastewater Treatment Plants, 5ª Edition, Volume 2, WEF Manual of Practice Nº 8, 2009, Chapter 3.7, pp. 19-31.

(3) Tratamento de Esgotos Domésticos – 4ª Edição – Eduardo Pacheco Jordão – Constantino Arruda Pessoa- 2005, p. 892, Capítulo 24.7.4.

Não existiria demanda de potência nem consumo de energia referentes à operação do tanque de contato.

Resumindo os montantes de energia envolvidos em toda a fase líquida (desde o tratamento preliminar até o tanque de contato), seriam considerados os seguintes valores:

- demanda de potência: 1.918 kW
- energia consumida: 25.743 kWh.dia.

- tratamento de fase sólida

A linha de tratamento seria relativamente simples e composta pelo tanque de lodos a desaguar e pelas unidades de desaguamento mecânico, tipo máquinas extrusoras (tambores rotativos inclinados), para produção de torta de lodo com teor de RNFT de 17% em base seca.

Para alcance do teor de RNFT de 30% em base seca, para aceitação em aterros sanitários, a torta de lodo produzida a 17% seria disposta, em seguida à sua produção, em estufa agrícola dotada de equipamento para revolvimento mecânico semanal em processo de secagem natural.

A política RUEQ não teria sido recurso aplicado à concepção deste fluxograma.

- tanques de lodos a desaguar

7- Tanques de Lodos a Desaguar

tipo	concreto
instalação	fechado, com descarga livre de gases para atmosfera
regime de operação	contínuo, 24 h/d
quantidade de tanques - Nt	2 2+0
tempo médio de armazenamento - Ta - h	6,0
características dos lodos a desaguar	
volume - Vtd - m ³ /d	736 Vd'
massa de SST - Mtd - kg SST/d	28089 Pxt'
massa de SSV - Mvd - kg SSV/d	15101 Pxx'
relação SSV/SST - sv/st - %	54 Mtd/Mvd*100
concentração SS - Cssl - %	2,5 Cxt
massa específica - µd - kg/m ³	1010 µ
volume útil de cada tanque - Vu - m ³ /tanque	92 Vtd/J*Ta/Nt
dimensões	
largura - W - m	4,00
comprimento - L - m	8,00
profundidade total - Ht - m	4,78 inclui lastro de submersão (0,90 m) dos misturadores submersos

borda livre - bl - m	1,00
profundidade útil máxima - Hu - m	2,88 Vu/LW
misturadores submersos	
quantidade em cada tanque - N/tanque	1 1+1 instalados
densidade de potência - dp -W/m ³	25
potência unitária requerida - Pu - kW/cj	3,0 Vu*dp/1000*(Hu+0,90)/Hu
bombas de alimentação das extrusoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
	1 bomba por extrusora
período de operação - Jld - h	24 J
concentração do lodo - Csslid - %	2,5 Csslid
quantidade - Nb	3 3+1 1 p/ cada extrusora
vazão - Qld - m ³ /h/bomba	10,2 Vtld/Jld/Nb
pressão manométrica de decarga - Plid - mCA	20
potencia instalada - Prli -kW/cj	1,1 1,1

A demanda de potência no tanque de lodos a desaguar seria 9 kW e a potência consumida, 224 kWh.dia. Iniciando então o balanço de energia da fase sólida, a demanda de potência seria:

= -9 kW.

- desaguamento mecânico de lodos

8- Desaguamento Mecânico de Lodos

tipo	extrusoras (tambores rotativos)
jornada de produção - JP - h/d	24 J
quantidade de extrusoras - Next	3 3+1
sólidos a desaguar	
massa de SST a desaguar - Mx' - kg SST/d	28089 Mtd
relação SSV/SST - sv/st - %	54 sv/st
teor de SST no lodo a desaguar - Xr' - %	2,5 Csslid
capacidade mássica unitária das extrusoras - Zext - kg SST/h/máquina	390 Mx'/J/Next
capacidade volumétrica unitária das extrusoras - Wext - m ³ /h/máquina	10
captura de sólidos - Cs - %	93
demanda de polímero catiônico - Pol - %	1,00 em relação à massa de SST
massa seca diária de lodo desaguado - DG - kg SST/d	26123 Cs/100*Mx'
teor de RNFT no lodo desaguado - Xext - %	17
massa específica da torta de lodo - μ tl - kg/m ³	1080
volume diário da torta de lodo - Vtl - m ³ /d	142 DG(Xext/100* μ tl)
massa diária da torta de lodo a 17% - Tx - t/d	154 Vtl* μ tl/1000
volume diário de água na torta - Vat - m ³ /d	128 (1-Xext/100)* μ tl/1000*DG/(Xext/100* μ tl)
volume diário de centrado - Vcent - m ³ /d	609 Vtld-Vat
vazão média de reciclagem - Qrecic - L/s	7,0 Vcent/86,4
massa diária de RNFT na torta de lodo - Mx - t/d	26 Xext/100*Tx
potência específica requerida - lper - kW/m ³	0,0100 adaptado Burton, 1996
potência total requerida - Ptr - kW	36 lper*Q

bombas de alimentação da estufa de secagem complementar	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - Jld - h	24 J
concentração do lodo - Csslid - %	17 Xext
quantidade - Nb	1 1+1
vazão - Qld - m ³ /h/bomba	5,9 Vtl/Jld/Nb
pressão manométrica de descarga - Plid - mCA	40
potencia instalada - Prii -kW/cj	1,0

NOTA: a torta de lodo produzida a 17% bs será transferida para estufa agrícola para secagem complementar a 30%, através de correias transportadoras horizontais e bombas de massa verticais.

torta de lodo secada a 30% de RNFT	
teor de RNFT - Ctf - %	30
massa específica da torta de lodo - μ tf - kg/m ³	1100
volume diário - Vtf - m ³ /d	79 DG/(Ctf/100* μ tf)
massa diária - Mtf - t/d	87 Vtf* μ tf/1000

O lodo descartado dos reatores UASB, contendo lodo aeróbio com SSV reduzido a 65% e lodo químico, totalizaria o volume diário de 732 m³/d, que, concentrado a 2,5% em massa, conteria 28,0 t de RNFT, definido com 54% de SSV.

A produção de torta de lodo a 30% de sólidos em base seca seria de 79 m³/d/(m³/s) e 87 t/d/(m³/s), índices claramente muito elevados tendo em vista o custo que envolveria a transferência e a disposição final da torta de lodo em aterro sanitário.

A parcela de lodo químico oriunda da remoção química de P seria responsável por 28%, em massa, desses 2 últimos montantes.

O reflexo direto disso incidiria no custo operacional do desaguamento mecânico de lodos, que seria ampliado proporcionalmente a 7,8 t/d/(m³/s) de sólidos químicos (28% do total), para o que o consumo de emulsão de polímero seria de 0,81 m³/d/(m³/s), sabendo-se do seu custo unitário muito elevado.

Deveria ainda ser computado o custo adicional proporcional à massa de sólidos químicos, referido à transferência e disposição final em aterro sanitário.

A demanda de potência na unidade de desaguamento de lodo seria 37 kW e a potência consumida, 888 kWh.dia.

Concluindo o balanço de energia da fase sólida com a unidade de desaguamento, a demanda de potência seria de:

$$= -9 \text{ kW} - 37 \text{ kW} = -46 \text{ kW}.$$

- produtos químicos

9- Produtos Químicos

9.1- Hidróxido de Sódio - Alcalinização Adicional para Garantia da Nitrificação em pH 7,1 e Ambiente Tamponado

concentração da solução comercial - Csc - %	50 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1500
dosagem de sal - D - mg/L	77 $\Delta alc'$
dosagem de solução comercial - D' - mg/L	154 D/(Csc/100)
consumo mássico de solução comercial - C - kg/d	13281 D'/1000*Q*J
consumo volumétrico de solução comercial - C' - m ³ /d	8,85 C/ γ_{sc}
tanques de armazenamento	
quantidade - Ntp	10
tipo	vertical, com tampa/fundo plano, em resina, com sensor/medidor/transmissor de nível
período de armazenamento - P - d	10,9
volume unitário - Vu - m ³ /tanque	15,0 P*(C'+C')/Ntp (inclusive NaOH de compensação pela aplicação de FeCl ₃)
dimensões principais	
diâmetro - Φ_{tp} - m	2,00
altura total - H _{tp} - m	4,99
lâmina de líquido - H _{ltp} - m	4,75
volume de serviço - V _{stp} - m ³	15 H _{ltp} * $\pi/4*\Phi_{tp}^2$
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Q _{xbd} - L/h.bomba	716 Q _{mbd} *25% de folga
vazão unitária média - Q _{mbd} - L/h.bomba	573 (C'+C')*1000/J/Nbd
pressão manométrica de descarga - P _{dbd} - mCA	15
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,16

9.2- Hidróxido de Sódio - Reposição de Alcalinidade Total Diante da Remoção Química de P

concentração da solução comercial - Csc - %	50 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1500
dosagem de sal - D - mg/L	42 C _{naoh}
dosagem de solução comercial - D' - mg/L	85 D/(Csc/100)
consumo mássico de solução comercial - C - kg/d	7332 D'/1000*Q'*S
consumo volumétrico de solução comercial - C' - m ³ /d	4,89 C/ γ_{sc}
tanques de armazenamento	
tipo	armazenamento efetuado junto c/ a alcalinização

9.3- Cloreto Férrico para Remoção Química de P

concentração da solução comercial - Csc - %	35
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1350
dosagem de sal - D - mg/L	112 D _{cf}
dosagem de solução comercial - D' - mg/L	319 D/(Csc/100)
consumo mássico de solução comercial - C - kg/d	27546 D'/1000*Q'*J
consumo volumétrico de solução comercial - C' - m ³ /d	20 C/ γ_{sc}
tanques de armazenamento	

tipo	vertical, com tampa/fundo plano, em resina, com sensor/medidor/transmissor de nível
período de armazenamento - P - d	10
volume unitário - Vu - m ³ /tanque	50 P*C'/Ntp
dimensões principais	
diâmetro - Φ_{tp} - m	3,00
altura total - H _{ttp} - m	7,40
lâmina de líquido - H _{ltp} - m	7,10
volume de serviço - V stp - m ³	50 H _{ltp} * $\pi/4$ * Φ_{tp} ²
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Q _{xbd} - L/h.bomba	1063 Q _{mbd} *25% de folga
vazão unitária média - Q _{mbd} - L/h.bomba	850 C'*1000/J/Nbd
pressão manométrica de descarga - P _{dbd} - mCA	15
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,24

9.4- Hipoclorito de Sódio para Desinfecção

concentração da solução comercial - C _{sc} - %	12 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1200
dosagem de sal - D - mg/L	15 correspondente a 7,0 mg/L de cloro ativo
dosagem de solução comercial - D' - mg/L	125 D/(C _{sc} /100)
consumo mássico de solução comercial - C - kg/d	10789 D'/1000*Q*J
consumo volumétrico de solução comercial - C' - m ³ /d	8,99 C/ γ_{sc}
Tanques de Armazenamento	
quantidade - Ntp	4
tipo	vertical, tampa/fundo plano, construído em resina, dotado de sensor/medidor/transmissor de nível
período de armazenamento - P - d	22
volume unitário - Vu - m ³ /tanque	50 P*C')/Ntp
dimensões principais	
diâmetro - Φ_{tp} - m	3,00
altura total - H _{ttp} - m	7,40
lâmina de líquido - H _{ltp} - m	7,10
volume de serviço - V stp - m ³	50 H _{ltp} * $\pi/4$ * Φ_{tp} ²
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Q _{xbd} - L/h.bomba	468 Q _{mbd} *25% de folga
vazão unitária média - Q _{mbd} - L/h.bomba	375 C'*1000/J/Nbd
pressão manométrica de descarga - P _{dbd} - mCA	15
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,54

9.5- Polímero Catiônico de Desaguamento

tipo	emulsão comercial
concentração da solução comercial - C _{sc} - %	30 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1150
dosagem de produto sem água - D - mg/L	382 Pol/100*Mx'/V _{ltd} *1000 relação ao volume de lodo a desaguar
dosagem de emulsão comercial - D' - mg/L	1272 D/(C _{sc} /100)
consumo mássico de emulsão comercial - C - kg/d	936 D'/1000*V _{ltd}
consumo volumétrico de solução comercial - C' - L/d	814 C/ γ_{sc} *1000

armazenamento	
tipo	container
período de armazenamento - P - d	30
volume unitário - Vu - m ³ /container	0,25
dimensões principais	
lado - L _{ttp} - m	0,60
altura total - H _{ttp} - m	0,60
lâmina de líquido - H _{ltp} - m	0,70
volume de serviço - V _{tp} - m ³	0,25 L _{ttp} *H _{ltp} *H _{ltp}
quantidade - N _{tp}	97 P*C'/1000/V _{tp}
área total requerida - A _{tr} - m ²	52 N _{tp} *L _{ttp} ² *150%
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - N _{bd}	1 1+1
vazão unitária máxima - Q _{xbd} - L/h.bomba	42 Q _{mbd} *25% de folga
vazão unitária média - Q _{mbd} - L/h.bomba	34 C'/J/N _{bd}
pressão manométrica de descarga - P _{dbd} - mCA	15

Surpreende dentre os valores, especialmente o absurdo consumo de solução comercial de FeCl₃ que decorreria da remoção química de fósforo (20 m³/d/(m³/s)), praticamente uma carreta de grande porte por dia.

A demanda de potência com produtos químicos seria relativamente muito baixa, 1 kW, e a potência consumida, 24 kWh.dia.

Atualizando o balanço energético para toda a PTE, fases líquida (inclusive tratamento preliminar) e sólida e produtos químicos, a demanda de potência requerida seria:

13 kW (tratamento preliminar) +178 kW (fase líquida UASB) +1.727 kW (fase líquida aeróbia) +46 kW (fase sólida) +1 kW (produtos químicos) = 1.965 kW/(m³/s).

E o consumo específico de energia total previsto:

302 kWh.dia (tratamento preliminar) +4.282 kWh.dia (fase líquida UASB) +21.159 kWh.dia (fase líquida aeróbia) +1.112 kWh.dia (fase sólida) +24 kWh.dia (produtos químicos) = 26.880 kWh.dia/(m³/s).

- tratamento de correntes secundárias

Às correntes secundárias produzidas, diante da ausência de digestão anaeróbia ou aeróbia de lodos e biossólidos, corresponderiam concentrações de constituintes limitadas a, segundo MetCalf&Eddy-AECOM ((1), p. 1663):

- DBO < 400 mg/L

- NH₄⁺ < 100 mg N/L

- SST < 900 mg/L

- PO₄³⁻ < 7,0 mg P/L.

A vazão de reciclagem de 7,0 L/s corresponderia a um fator de diluição de 143 unidades em relação à vazão específica de 1,000 m³/s da corrente principal. Sendo assim, as correntes secundárias não precisariam ser submetidas à equalização de fluxo ou mesmo reduções dos teores dos constituintes principais.

6- SIMULAÇÃO DO FLUXOGRAMA 2 PTE BÁSICA

Mostra-se agora o dimensionamento das unidades de fases líquida e sólida referentes ao fluxograma 2 PTE Básica. Os resultados alcançados serão elementos da base de comparação entre os 5 fluxogramas elaborada nos itens 11 e 12.

Antes da apresentação do dimensionamento, uma observação que se reporta ao fluxograma 2 PTE Básica ilustrado à p. 17.

A notação em vermelho indicando 83 mg/L de NaOH, na parte de cima do diagrama, se refere à demanda de alcalinizante adicional que deveria ter sido incluída no projeto da planta, resultante de consumos de alcalinidade nos tanques de aeração.

Essa não era uma análise normalmente incorporada aos projetos de então, salvo exceções. Daí sua observação em vermelho no diagrama.

As razões determinantes da necessidade de adição do alcalinizante se referem aos consumos de alcalinidade realizados nos processos de remoção biológica de N e química de P, repetindo o assunto equivalente já comentado no item 5, pp.21 e 22

- tratamento de fase líquida

- tratamento preliminar

2- Tratamento Preliminar

tipo	em 2 unidades separadas: peneiramento fino na 1ª e peneiramento muito fino seguido de remoção de areia na 2ª unidade
1ª remoção de sólidos grosseiros	
peneiramento fino com lavagem e compressão	tambor rotativo inclinado instalado em módulo pré-fabricado de aço inoxidável
quantidade de módulos - N	3 3+0
espaçamento - E1 - mm	12
vazão máxima por módulo - Qm - L/s/módulo	500,0 Q/N/3,6*N/(N-1) c/ sobrecarga de 1 módulo
taxa específica de remoção - TG1 - m³/m³ esgoto	0,000075
volume total de sólidos removidos - Vsg1 - m³/d	6,48 Q*J*TG1
concentração dos SG extraídos - C - % em base seca	25
massa específica do SG extraído - μ - kg/m³	1000
massa total de sólidos removidos - Msg1 - kg/d	1620 Vsg1*C/100*μ

2ª remoção de sólidos grosseiros		
peneiramento fino com lavagem e compressão		tambor rotativo inclinado instalado em módulo pré-fabricado de aço inoxidável
quantidade de módulos - N		3 3+0
espaçamento - E2 - mm		2
vazão máxima por módulo - Qm - L/s/módulo	500,0	Q/N/3,6*N/(N-1) c/ sobrecarga de 1 módulo
taxa específica de remoção - TG2 - m³/m³ esgoto	0,00005	
volume total de sólidos removidos - Vsg1 - m³/d	4,32	Q*J*TG2
concentração dos SG extraídos - C - % em base seca	25	
massa específica do SG extraído - μ - kg/m³	1000	
massa total de sólidos removidos - Msg1 - kg/d	1080	Vsg1*C/100*μ
desarenador		
tipo		prismático, com raspador circular
desarenador		parafuso sem-fim lateral, inclinado
quantidade de módulos - N		4 4+0
vazão máxima por módulo - Qm - L/s/módulo	333,3	Q/N/3,6*N/(N-1) c/ sobrecarga de 1 módulo
taxa específica de remoção - TA - m³/m³ esgoto	0,00003	
volume total de areia removida - Va - m³/d	2,59	Q*J*TA
concentração de areia extraída - C - % em base seca	95	
massa específica de areia extraída - μ - kg/m³	2500	
massa total de sólidos removidos - Msg1 - kg/d	6156	Va*C/100*μ
taxa de aplicação superficial máxima - Sx - m³/m²/d	900	
dimensões		
área unitária requerida - Aur - m²/caixa		43,2 Q*J*FS/Sx/N
lado - Wa - m		6,57 Aur ^{0,5}

Ao longo do tratamento preliminar, a previsão da demanda de potência instalada, segundo MetCalf&Eddy-AECOM ((1), p. 1812), seria 13 kW e a de potência consumida, 302 kWh.dia.

O fluxo de correntes secundárias seria descarregado à saída do tratamento preliminar e corresponderia à vazão contínua de 69 L/s ou 6,9% da vazão de efluente bruto. Valor tão alto se deveria ao fato do descarte do excesso de lodo ser executado por extração do ML e não do lodo sedimentado.

Segundo balanço de demanda de potência até o final do tratamento preliminar, a situação de déficit seria da seguinte dimensão:

= -13 kW.

- tratamento biológico

3- Tratamento Aeróbio - Reatores RBS

quantidade de reatores - Nr	2
ciclo operacional e fases de operação	
enchimento - Te - h	3,0
reação/aeração - Ta - h	2,0
sedimentação - Ts - h	0,5
descarte (efluente) - Td - h	0,5
ciclo total - Tt - h	6,0 Te+Ta+Ts+Td

número de ciclos por reator - Ncr - ciclos/reator/d	4 24/Tt
número total de ciclos - Ntc - ciclos/d	8 Ncr*Nr
volume unitário de enchimento - Vue - m ³ /ciclo	10800 Q*J/Ntc
lâmina d'água média - Hum - m	5,00
lâmina d'água máxima - Hux - m	9,00 Hum*FS
fração de enchimento - Fe - %	14,1
altura de sedimentação - Hs - m	0,71 Fe/100*Hum
volume médio do reator - Vumr - m ³ /reator	76433 Vue/(Fe/100)
volume médio de enchimento - Vmench - m ³ /ciclo	10800 Fe/100*Vumr
volume médio após descarte de efluente - Vmsed - m ³ /ciclo	65633 Vumr-Vmench
tempo de detenção - Tdh - h	42,5 Nr*Vumr*24/(Q*J*
volume máximo do reator - Vuxr - m ³ /reator	137580 Vumr*FS
volume máximo de enchimento - Vxench - m ³ /ciclo	19440 Vmench*FS
parâmetros cinéticos, estequiométricos e operacionais da nitrificação	
teor de NH ₄ ⁺ no efluente - Ne - mg N/L	3,70
coeficiente de síntese de BOA - Yn - gSSV/gDQOb	0,15
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da BOA a 20°C -	
coeficiente de decaimento endógeno a 20°C -	
bn - gSSV/gSSV/d	0,17 fase aeróbia
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,029
coeficiente de decaimento endógeno a 22°C -	
bn - gSSV/gSSV/d	0,18 bn*θ ^(T-20)
coeficiente de decaimento endógeno a 20°C -	
bn' - gSSV/gSSV/d	0,07 fases não aeróbias
coeficiente de decaimento endógeno a 22°C -	
bn' - gSSV/gSSV/d	0,07 bn'*θ ^(T-20)
coeficiente de decaimento endógeno médio a 22°C -	
bn" - gSSV/gSSV/d	0,11 bn"*Ta/Tt+bn'*(1-Ta/Tt)
coeficiente de meia-velocidade BOA - K _{o_{boa}} - mg/L	0,50
coeficiente de meia-velocidade NH ₄ ⁺ - K _n - mg/L	0,50
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da BOA a 20°C -	
μ _{máx} - gSSV/SSV/d	0,90
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,072
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da BOA à 22 °C -	
μ _{máx} - gSSV/SSV/d	1,03 μ _{máx} *θ ^(T-20)
fração decimal de NO _x do NKT - NO _x	0,62
fração mássica de NO _x - NO _x - mg N/L	24,8 NO _x *NKT
massa de BOA/BON no sistema - Px _{boa} - kg SSV	1076 Q*J/Nr*Yn*NO _x /1000*IL/(1+bn"*IL)
concentração de BOA/BON ativa no sistema -	
X _{v_{boa}} - mg/L	7,0 Px _{boa} /Vumr*1000
verificação de NO _x oxidado	
NO _x ' - mg N/L	24,8 NKT-Ne-0,12*Px _{bio} /(Q*J/Nr)*1000

NOTA: os valores de NO_x e NO_x' indicam a convergência alcançada do valor de NO_x adotado em função do valor de Px_{bio} associado.

massa de NH ₄ ⁺ oxidável por ciclo - M _{nox} - kg N/ciclo	268 Vmench*NO _x /1000
massa de NH ₄ ⁺ oxidável remanescente antes do enchimento -	
M _{nox} ' - kg N/ciclo	243 Ne/1000*(Vumr-Vmench)
massa de NH ₄ ⁺ oxidável antes da fase de aeração/reação -	
M _{nox} " - kg N/ciclo	511 M _{nox} +M _{nox} '
teor de NH ₄ ⁺ no início da fase de aeração/reação -	
M _{nox} " - mg N/L	6,7 M _{nox} "/Vumr*1000
tempo mínimo requerido para nitrificação de NH ₄ ⁺ a 3,7 mg N/L -	
t _{minNe} - d	0,08 (K _n *ln(M _{nox} "/Ne)+(M _{nox} "-Ne))/((X _{v_{boa}} *(μ _{máx_{boa}} /Yn))*(od/(K _{o_{boa}} +od)))
t _{minNe} ' - h	2,0 t _{minNe} *24

NOTA: o sistema não teria capacidade para produzir Ne com valor de 0,50 mg N/L com o tempo de aeração de 2,0 h definido na concepção do projeto. Para esse tempo de 2,0 h, o teor mínimo de NH₄⁺ possível de ser alcançado no efluente tratado seria de 3,70 mg N/L, aceitável ainda em referência à capacidade desprezível de diluição do corpo receptor. Para se alcançar o valor de 0,50 mg N/L de NH₄⁺ no efluente tratado, o tempo de aeração deveria ser de 2,7 h, indicando um acréscimo de 0,7 h, que somente poderia ser inserido antecipando-se o início da fase de reação/aeração desse valor. Esse avanço seria possível de se realizar, por um lado, porque seria menor do que 50% da duração da fase de enchimento (3,0 h*50% = 1,5 h), o que não favoreceria tanto o risco de desenvolvimento de filamentosas, e, por outro lado, a duração remanescente da fase anóxica, de 3,0 h-0,7 h = 2,3 h, deveria ser suficiente para permitir a denitrificação na fase de enchimento ao ponto de se alcançar o teor máximo de NO₃⁻ da ordem de 6,0 a 7,0 mg N/L no efluente tratado. Tal fato será analisado mais à frente, mas, adianta-se desde já, que há folga suficiente para esse acréscimo de 0,7 h da fase de aeração, em detrimento da fase anóxica de 3,0 h, que passaria a 2,3 h, porque este fluxograma 2 PTE Básica não prevê a remoção biológica de P, e sim química. Se previsse, não seria possível antecipar assim a fase de aeração/reação.

parâmetros cinéticos, estequiométricos e operacionais da aeração

idade do lodo - IL - d	25
teor de OD - od - mg/L	2,0
coeficiente de síntese de heterotróficas HE - Y _h - gSSV/gDQOb	0,45
coeficiente de decaimento endógeno a 20°C - b - gSSV/gSSV/d	0,12
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,040
coeficiente de decaimento endógeno a 22°C - b - gSSV/gSSV/d	0,13 b*θ ^(T-20)
fração de resíduo celular - f _d - gSSV/gSSV	0,15
constante de meia-velocidade DQOb - K _s - g/m ³	8,0
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da HE a 20°C - μ _{máx} - gSSV/SSV/d	6,00
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,070
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da HE à 22 °C - μ _{máx} - gSSV/SSV/d	6,87 μ _{máx} *θ ^(T-20)
teor de MLSSTA - X _{ta} - mg/L	4000
massa de SSTA num reator - M _{x_{ta}} - kg SST	305732 V _{umr} *X _{ta} /1000
massa diária de produção de biossólidos por reator - P _{x_{bio}} - kg SSV _{bio} /d/reator	J*(Q/Nr*Y _h *DQOb/1000/(1+b*IL)+f _d *b*Q/Nr*Y _h *DQOb)/ 1000*IL/(1+b*IL)+Q/Nr*Y _n *NOx/1000/(1+b _n *IL))
massa diária total de produção de SSV - P _{x_v} - kg _{ssv} /d/reator	4128
massa diária total de produção de SST - P _{x_t} - kg _{sst} /d/reator	8356 P _{x_{bio}} +Q/Nr*J*SSV _n b/1000
relação SSV _{bio} /SST - %	12217 (P _{x_{bio}} /0,85+Q/Nr*J*SSV _n b/1000+Q/Nr*J*(SST-SSV)/1000)
relação SSV/SST - %	34 P _{x_{bio}} /P _{x_t} *100
teor de MLSSVTA - X _{va} - mg/L	68 P _{x_v} /P _{x_t} *100
massa de SSV _{bio} num reator - M _{x_vbio} - kg SSV _{bio} /reator	2733 P _{x_v} *IL/V _{umr} *1000
massa de SSV num reator - M _{x_v} - kg SSV/reator	103207 P _{x_{bio}} *IL
massa de SST num reator - M _{x_t} - kg SST/reator	208912 P _{x_v} *IL
volume diário total de lodo descartado - V _{x_r} - m ³ /d/reator	305425 P _{x_t} *IL
valores totais de descarte diários dos 2 reatores	3054 P _{x_t} /(X _{ta} /10000*1000/100)
biossólidos - P _{x_{bio}} ' - kg SSV _{bio} /d	μ = 1000 kg/m ³ (lodo descartado a 3,5% em base seca)
SSV - P _{x_v} ' - kg SSV/d	8257 Nr*P _{x_{bio}}
SST - P _{x_t} ' - kg SST/d	16713 Nr*P _{x_v}
volume de descarte de lodo pelo ML - V _{x_r} ' - m ³ /d	24434 Nr*P _{x_t}
DQOb solúvel no efluente final - Se - g/m ³	6109 Nr*V _{x_r}
DBO solúvel efluente final - DBO _{se} - mg/L	0,2 K _s *(1+b*IL)/((IL*μ _{máx} -b)-1)
SST efluente final - SST _{ef} - mg/L	0,5
SST efluente final - SST _{ef} ' - mg/L	30
DBO total efluente final - DBO _{te} - mg/L	30
	21 DBO _{se} +(0,85g DBO/g SST)*(0,80 g SSV/g SST)*SST _{ef}

DQOb removida - DQObr - kg/d	51823	$Q \cdot J \cdot (DQOb - Se) / 1000$
DBO removida - DBObr - kg/d	28503	$DQObr / (DQOb / DBO)$
coeficientes de produção observados		
Y _{dqo} - kg SST/kg DQObr	0,47	$Pxt' / DQObr$
Y _{dbo} - kg SST/kg DBObr	0,86	$Pxt' / DBObr$
parâmetros cinéticos, estequiométricos e operacionais da denitrificação		
teor de NO ₃ ao final da fase de aeração - NO ₃ - mg N/L	6,7	$M_{nox}'' / V_{umr} \cdot 1000$
massa de NO ₃ remanescente do descarte efluente - M _{no3} - kg/ciclo	439	$NO_3 \cdot V_{msed} / 1000$
biomassa heterotrófica ativa - massa por reator		$J \cdot (Q / Nr \cdot Y_n \cdot DQOb / 1000 / (1 + b \cdot IL) + Q / Nr \cdot Y_n \cdot NO_x / 1000 / (1 + b_n \cdot IL))$
Pxati - kg SSV _{bio} /d/reator	2791	
concentração - X _b - mg/L	913	$Pxati \cdot IL / V_{umr} \cdot 1000$
massa por reator - M _{xb} - kg SSV _{bio}	69771	$X_b \cdot V_{umr} / 1000$
carga diária de DBO - A - kg DBO/d	28512	$(V_{mench} / Te \cdot 24) \cdot S_{dbo} / 1000$
fator A/M	0,41	A / M_{xb}
taxa específica de denitrificação - TE _{dN} - gNO ₃ /gX _b /d	0,10	$0,24 \cdot (A / M)$ 20°C
taxa específica de denitrificação - TE _{dN'} - gNO ₃ /gX _b /d	0,10	$TE_{dN} \cdot 1,026^{(T-20)}$ 22°C
capacidade de remoção de NO ₃ durante a fase de enchimento (anóxica) - CD _{NO3} - kg NO ₃ /d	7203	$TE_{dN} \cdot M_{xb}$
capacidade de remoção de NO ₃ durante a fase de enchimento (anóxica) - CD _{NO3'} - kg NO ₃ /ciclo	900	$CD_{NO3} / 24 \cdot Te$
NOTA: a massa de NO ₃ remanescente após o descarte de efluente tratado, de 439 kg/ciclo será, com muita folga, eliminada diante da capacidade do reator de denitrificar até 900 kg/ciclo na sua fase anóxica, que terá duração de 3,0 h. Por outro lado, a folga para denitrificação deixa largo espaço para desenvolvimento da remoção biológica de P, o que, afortunadamente, a depender da oferta de AGV após a remoção de NO ₃ , poderá ocorrer.		
requisitos de oxigênio para metabolismo heterotrófico da DQOb e autotrófico da nitrificação		
demanda média de oxigênio por reator em campo - Ro - kg O ₂ /d	24945	$Q / Nr \cdot J \cdot (DQOb - Se) / 1000 - 1,42 \cdot P_{x_{bio}} + 4,57 \cdot Q / Nr \cdot J \cdot NO_x / 1000$
demanda média de oxigênio por ciclo em campo - Ro' - kg O ₂ /ciclo	6236	Ro / N_{cr}
demanda média horária de oxigênio por ciclo em campo - Ro'' - kg O ₂ /h/ciclo	3118	Ro' / Ta
abatimento de DQOb na fase anóxica (fictícia recuperação de oxigênio)		
teor de NO ₃ antes da fase de aeração - NO ₃ ' - mg/L	0,00	
DQOb consumida - ΔDQOb - kg O ₂ /d	6128	$2,86 \cdot (NO_x - NO_3) \cdot V_{mench} \cdot N_{cr} / 1000$
NOTA: esse valor de ΔDQOb representa $6.128 / 2 \cdot 24.945 \cdot 100 = 12\%$ da demanda total de oxigênio para metabolismo da DQOb e do NKT do efluente bruto. Será desprezado como compensação e admitido como folga do sistema.		
requisitos corrigidos de alcalinidade total com a denitrificação para manter pH ≈ 7,1 no sistema aeróbio		
alcalinidade consumida na nitrificação - Alcn - mg CaCO ₃ /L	177	$7,14 \cdot NO_x$
alcalinidade total de tampão - Alctt - mg CaCO ₃ /L	80	
alcalinidade total produzida - Alcp - mg CaCO ₃ /L	89	$3,57 \cdot (NO_x - NO_3)$
alcalinidade adicional - Δalc' - mg CaCO ₃ /L	49	$-(Alcb + Alcp - Alcn - Alctt)$
demanda equivalente de NaOH - Δalc' - mg NaOH/L	39	$\Delta alc \cdot 0,80$ (equivalente-massa NaOH/CaCO ₃)
NOTA: esse valor de Δalc' adicional representa $49 / 177 \cdot 100 = 28\%$ da demanda de alcalinizante exigida p/ nitrificação de 62% do NKT do afluente ao tratamento biológico e manter tamponado o reator aeróbio em torno do pH 7,1. Por isso o resultado indica necessidade de dosagem de NaOH a montante dos reatores, mas não foi indicada no projeto.		

sistema de aeração dos reatores aeróbios

transferência de oxigênio	difusores de bolha fina, tipo membrana
cota do nível do mar - za - m	0
cota da ETE - zb - m	0
eficiência de transferência de OD - Et	0,35 35% para 4,50 m de coluna
taxa relativa de transferência de OD em água limpa - α	0,65
saturação relativa de transferência de OD para água limpa - β	0,95
pressão atmosférica ao nível do mar - Pa - N/m ²	10,33 igual a mCA
pressão atmosférica ao nível do mar - Pa' - kPa	101,325 igual a mCA
pressão atmosférica na altitude da ETE - Pb - N/m ²	10,33 Pa
pressão atmosférica na altitude da ETE - Pb' - kPa	101,325 Pa*(Pb/Pa)
profundidade dos difusores - Df - m	4,50 Hum-0,50 m
fator de correção da profundidade - de	0,40
peso molecular do ar - M - kg/kg/mol	28,97
constante universal dos gases - R - kg/m ² /s ²	8314
temperatura do esgoto - K - °K	295,15 T+273,15
fator de despósito no difusor - F	0,90
concentração de saturação de OD ao nível do mar e temperatura de operação do ar (35°C) - Cst - mg/L	6,95
concentração de saturação de OD ao nível do mar , 20°C - Cs20 - mg/L	9,09
concentração de saturação de OD ao nível do mar para aeração por ar difuso - C'st - mg/L	10,67 Cs20*(1+de*Df/Pa) > Cst
correção da concentração de OD para a altitude - Pb/Pa	1,00 exp*(-g*M*(Za-Zb)/(R*T))
taxa de transferência de OD no local sob condição padrão - TTOP - kg/h	9431 Ro"/ α /F*(C'st/((β *Cst/Cs20*(Pb/Pa)*C'st-od)*1,024 ^(20-T)))
massa específica do ar à temperatura Tx - μ ar - kg/m ³	1,146 Pb*M/(R*(273,15+Tx))*1000
porcentagem mássica de O ₂ - PO ₂ - %	23,18
taxa específica de O ₂ no ar na condição padrão local - MO ₂ - kg O ₂ /m ³ de ar	0,266 PO ₂ /100* μ ar
vazão média total de ar sob condição padrão local - Qar - m ³ /min	1691 TTOP/Et/60/MO ₂
vazão máxima total de ar sob condição padrão local - Qarx - m ³ /min	1860 Qar*folga,=10%
vazão média de ar sob condição padrão local por fase de aeração - Qaru - m ³ /min/fase de aeração	1691 Qar/N, para N=1 (1 só reator aerado por vez)
vazão máxima de ar sob condição padrão local por fase de aeração - Qarux - m ³ /min/fase de aeração	1860 Qaru*folga,=10%
perda de carga no circuito de ar - Hcar - m	3,00 inclusive difusores
perda de carga total - Htar - mCA	7,5 Df+Hcar
sopradores	velocidade variável, com cabine acústica
tipo	3 3+1
quantidade - Nsop	70
eficiência do soprador - Esop - %	32,3 Qar* μ ar/60
vazão média mássica total de ar sob condição padrão local - W - kg/s	35,5 W*folga,=10%
vazão máxima mássica total de ar sob condição padrão local - Wx - kg/s	10,8 W/Nsop
vazão média mássica unitária de ar sob condição padrão local - Wu - kg/s/soprador	11,8 Wx/Nsop
vazão máxima mássica unitária de ar sob condição padrão local - Wux - kg/s/soprador	564 Qaru/Nsop
vazão média unitária de ar sob condição padrão local - Qusop - m ³ /min/soprador	620 Qusop*folga,=10%
vazão máxima unitária de ar sob condição padrão local - Qusopx - m ³ /min/soprador	1,73 (Pb+Htar)/Pb
pressão absoluta de descarga - Pabsd - atm	782 Wu/8,41*R/1000*(273,15+Tx)/((Esop/100)*(((Pb+Htar)/Pb)^0,283-1))*folga,= 0%
potência méd. unit. instal. - Pusop - kW/soprador	

potência máx. unit. instal. - Pusopx - kW/soprador 1549 $Wux/8,41 \cdot R/1000 \cdot (273,15 + Tx) / (Esop/100) \cdot ((Pb + Htar)/Pb)^{0,283-1} \cdot FS$

NOTA: desprezando os 12% de DQOb que seriam removidos na denitrificação, essa potência inclui 98% de folga em relação à demanda média de O₂, Ro = 24.945 kg O₂/d.
Tal folga seria para compensar a sobrecarga orgânica acumulada durante a fase de enchimento, de modo que o sistema de aeração fosse capaz de manter o nível de OD de 2,0 mg/L no reator, sem o que a cinética de processo baseada em Monod não se sustenta e as eficiências de remoção de DQOb e não se realizam.
A energia consumida pelos sopradores seria definida pela potência média solicitada pelo período de aeração de 16,0 h/d (Ta = 2,0 h/ciclo * Nct = 8 ciclos/d).

quantificação do lodo químico formado por adição de FeCl ₃ para remoção química de P	
teor de P solúvel requerido - P _{sr} - mg P/L	0,10
razão Fe/P	3,3 (Szabo, 2008)
P incorporado ao P _{xbio} - P _{pxbio} - mg P/L	0,7 $1,5\% \cdot P_{xbio} / (Q \cdot J) \cdot 1000$
dosagem de Fe ⁺³ requerida - Fer - mg/L	40 $(Fe/P) \cdot (P - P_{pxbio} - P_{sr}) \cdot 1,8$
massa de Fe ⁺³ requerida - Mfr - kg/d	3430 $Q \cdot J \cdot Fer / 1000$
porcentagem de Fe no FeCl ₃ - Fe/FeCl ₃	34,4 $55,9 / 162,3 \cdot 100$
massa diária de sal anidro - Mclfe - kg/d	9959 $Mfr / ((Fe/FeCl_3) / 100)$
consumo de solução comercial de FeCl ₃	
concentração - Cclfe - %	35
massa específica - μ - kg/m ³	1350
volume diário - Vclfe - m ³ /d	21 $Mclfe / (Cclfe / 100 \cdot \mu)$
massa diária - Mscclfe - kg/d	28453 $Vclfe \cdot \mu$
dosagem mássica de solução - Dsc - mg/L	329 $Mscclfe / Q \cdot J \cdot 1000$
dosagem de sal puro (FeCl ₃) - Dcf - mg/L	115 $Dsc \cdot Cclfe / 100$
equação teórica de referência	
$1,6Fe + HPO_4 + 3,8OH \longrightarrow Fe_{1,6}H_2PO_4(OH)_{3,8}$	
dosagem de Fe - Dfe - mol/L	0,0007 $Fer / 1000 / 55,9$
P removido - Pr - mol/L	0,0002 $(P - P_{pxbio} - P_{sr}) / 1000 / 31$
massa molecular do Fe _{1,6} H ₂ PO ₄ (OH) _{3,8} - Mm - g/mol	251
lodo de Fe _{1,6} H ₂ PO ₄ (OH) _{3,8} - Mq - mg/L	54 $Pr \cdot Mm \cdot 1000$
excesso de Fe adicionado - Fexc - mol/L	0,0004 $Dfe - 1,6 \cdot Pr$
massa molecular do Fe(OH) ₃ - Mm' - g/mol	107
teor de Fe(OH) ₃ formado - Mq' - mg/L	39 $Fexc \cdot Mm' \cdot 1000$
lodo químico resultante - Mq'' - mg/L	93 $Mq + Mq'$
massa diária de lodo químico - Mxq - kg SST/d	8052 $Mq'' / 1000 \cdot Q \cdot J$
taxa específica de produção de lodo químico por kg de P removido -	
Telq - kg SST/kg Premovido	12,6 $Mxq / (Q \cdot J \cdot (P - P_{sr}) / 1000)$
alcalinidade total consumida na remoção química de P a ser compensada pela adição de NaOH	
teor de (OH) consumido - Coh - mg/L	19 $(51 \text{ de OH}) / Mm \cdot Mq'$
dosagem de NaOH requerida - Cnaoh - mg/L	44 $40 / 17 \cdot Coh$
concentração da solução de NaOH - Cnaoh - %	50
massa específica da solução de NaOH - μ - kg/m ³	1500
massa diária de solução de NaOH - Mnaoh - kg/d	3787 $Cnaoh \cdot Q \cdot J / 1000$
volume diário de solução de NaOH - Vnaoh - m ³ /d	5,0 $Mnaoh / (Cnaoh / 100 \cdot \mu)$
correção do valor de MLSSTA pelo acréscimo do lodo químico -	
MLSSTA' - mg/L	6630 $IL \cdot (P_{xt} + Mxq) / V_{umr} \cdot 1000$

NOTA: em razão da formação do lodo químico para remoção de P, o valor de MLSSTA passará de 4.000 mg/L para 6.630 mg/L.

bombas de descarte de lodo via ML

extração de lodo contínua durante os 30 minutos finais da fase de aeração/reação	
tipo	centrífuga, horizontal, velocidade variável
quantidade - Nbrl	1 1+1, atendendo aos 2 reatores
período de operação por reator - PO - h/ciclo	0,5 Ta/4
concentração de SST - Crl - %	0,66 $MLSSTA' / 10000$
vazão de descarte - Qrl - L/s	424 $(V_{xr} / N_{cr}) / PO / 3,6$
altura manométrica - Hman - mCA	6,00

potência unitária instalada - Purl - cv/bomba	50 Qrl*Hman/75/0,75*folga,=10%
misturadores submersos	
quantidade de misturadores - Nmnx - n/reator	10 10+3 instalados
densidade de potência - dp - W/m ³	5,0
potência unitária - Puanx - kW/misturador	69 dp*Vuxr/1000/Nmnx
tempo de operação por reator - Tomis - h/d/reator	12 Te*Ncr
tempo de operação total - Tdext' - h/d	24 Tomis*Nr
decanters de extração programada de efluente tratado	
quantidade de decanters por reator - Ndec - n/reator	1
potência instalada - Pdex - kw/reator	25
tempo diário de operação por reator - Tdext - h/d/reator	2,0 Td*Ncr
tempo de operação total - Tdext' - h/d	4,0 Tdext*Nr
vazão média extraída - Qmes - L/s/ciclo	6000 Vmench/Td*1000/3600
vazão máxima extraída - Qxes - L/s/ciclo	10800 Vxench/Td*1000/3601

Vê-se nesse memorial de cálculo que se trata de um conjunto de 2 módulos de reatores RBS com ciclos iguais de 6,0 h com 4 fases de operação.

Por essa dimensão, haveria restrição da nitrificação ao nível de alcance de 0,50 mg/L de amônio no efluente tratado, diferentemente do fluxograma 1 PTE Básica.

A fase de enchimento com tempo de 3,0 h seria suficiente para, operando como subfase anóxica, garantir teor de 6,7 mg N/L de NO₃⁻ no efluente tratado, abaixo portanto de 10,0 mg N/L definido como limite legal mas acima do limite de 5,0 mg N/L estabelecido como condição característica do efluente tratado neste projeto conceitual.

Apesar de o sistema RBS representar o processo de lodos ativados (LA) por aeração prolongada, haveria limitação da sua capacidade de nitrificação. Isso estaria associado ao fato da aeração ser descontínua.

Apesar da tipificação de LA por aeração prolongada, o sistema RBS diferiria completamente do original em razão da sua limitação para aplicação generalizada da nitrificação.

Por outro lado, a remoção química de P expõe, segundo o algoritmo numérico de simulação do processo apresentado, todos seus efeitos colaterais negativos. Dentre eles:

- alto consumo de solução comercial de FeCl₃ (1 carreta de grande porte por dia);
- prejuízo à taxa de transferência de O₂ nos tanques de aeração por elevação do teor de MLSSTA de 4.000 mg/L (processo biológico isoladamente) para 6.630 mg/L, mesmo sendo aplicada a solução de FeCl₃ no último ¼ do tempo da fase de aeração;
- alta produção de lodo químico em relação à produção de lodo do processo biológico, isto é, 33% de SSF a mais do que toda a produção de lodo biológico;

- elevação de 33% do consumo de polímero para desaguamento mecânico de lodo;
- elevação de 33% da massa de torta de lodo para ser disposta em aterro sanitário.

O modelo de LA com reatores RBS mostra também seu contexto perdulário em termos de dimensão das unidades físicas de processo:

- tempo de detenção para vazão média (equivalente): 42,5 h
- dimensão física dos reatores proporcional ao tempo de detenção de 76 h, em razão do dimensionamento para atendimento à vazão de pico (FS = 1,8), que seria diferente caso tivesse sido previsto tanque de equalização de vazão de efluente bruto com tempo de detenção da ordem de somente 5,0 h;
- elevada demanda de potência: 4.647 kW para operar por alguns minutos a cada 3,0 h, pois que seria necessária para manter o teor de OD de 2,0 mg/L durante os primeiros minutos da fase de aeração, quando a carga orgânica acumulada na fase de enchimento seria elevadíssima e exigiria a operação dos sopradores à máxima potência.

Ao longo dos reatores RBS, a previsão da demanda de potência instalada é 5.398 kW e a de potência consumida, 54.315 kWh.dia.

Segundo balanço de demanda de potência até os reatores biológicos RBS, incluindo o tratamento preliminar, se teria a seguinte situação de déficit:

$$= -13 \text{ kW} - 5.398 \text{ kW} = -5.411 \text{ kW}.$$

- tanque de equalização de efluente secundário

4- Tanque de Equalização de Vazão de Efluente Secundário

tipo	concreto armado, acima do terreno, aberto
tempo de detenção - Td - h	5,4 Vu/Q
volume útil total - Vu - m ³	19440 Vxench
número de compartimentos - N	2 iguais entre si e separados por comporta de comando elétrico (L = 1,20 m)
compartimentos	
seção horizontal	retangular
volume útil unitário - Vuu - m ³ /compartimento	9720 Vu/N
lâmina d'água máxima - Hux - m	3,47
comprimento - L - m	74,85 2*W

largura - W - m	37,42 $(V_{uu}/H_u/2)^{0,5}$
borda livre - BI - m	1,00
profundidade total - Ht - m	4,47 Hux+BI
bombas de extração de vazão regularizada transferida para o tanque de contato	
tipo	centrífuga, horizontal, velocidade variável
quantidade - Nbrl	1 1+1, atendendo aos 2 reatores
período de operação - PO - h/d	24,0 J
vazão média - Qes - L/s	1000 Q/3,6
altura manométrica - Hman - mCA	3,70
potência unitária instalada - Purl - cv/bomba	$75 Q_{rl} * H_{man} / 75 / 0,73 * \text{folga} = 10\%$

O tanque de equalização de efluente secundário seria mais uma estrutura com dimensões exageradas, frente à descarga do volume acumulado na fase de enchimento, de 3,0 h duração, se efetuar em apenas 0,5 h, incluindo o desdobramento para a vazão de pico. Teria menor dimensão se a vazão de efluente bruto fosse equalizada, com eliminação do fator de pico (FS).

A previsão da demanda de potência instalada é 55 kW e a de potência consumida, 1.326 kWh.dia.

Segundo balanço de demanda de potência, até o tanque de equalização de efluente secundário, desde o tratamento preliminar se teria a seguinte situação de déficit:

$$= -13 \text{ kW} - 5.398 \text{ kW} - 55 \text{ kW} = -5.466 \text{ kW}.$$

- tanque de contato

5- Tanque de Contato

quantidade - Ntc	1 1+0
tipo	reator aberto, chicanado
desinfetante	hipoclorito de sódio comercial em solução adquirida a grane
tempo de detenção mínimo - Tdr -minh	15
volume - Vr - m ³	$1620 FS * Q_{es} / 1000 * 60 * T_{dr}$
dimensões	
lâmina d'água máxima - Hux - m	3,00
comprimento - L - m	$32,86 2 * W$
largura - W - m	$16,43 (V_{ur}/H_{ux}/2)^{0,5}$
borda livre - BI - m	0,00 pressurizado (0,15 m)
profundidade total - Ht - m	3,00 Hux+BI
canais	
quantidade - Nctc	6
largura útil - Wctc - m	$2,74 W N_{ctc} /$
velocidade - Vctc - m/s	$0,12 Q / 3600 / W_{ctc} / H_{ux}$
raio hidráulico - RH - m	$0,94 H_{ux} * W_{ctc} / (2 * H_{ux} + W_{ctc})$
regime hidráulico do reator	
número de Reynolds - NR	$4,82E+05 4 * V_{ctc} * R_{H^4} / \nu$
coeficiente de dispersão - D - m ² /s	$0,09 1,01 * \nu * N_{R^0,875}$
número de dispersão - d	$0,023 D / V_{ctc} / L$

Segundo MetCalf&Eddy ((1), p. 1945), o número de dispersão de 0,023 estimado na simulação do tanque de contato mostra um reator compatível com baixa dispersão, isto é, com escoamento satisfatoriamente muito próximo ao de fluxo de pistão ideal. Valores de $d < 0,050$ já se incluiriam nessa condição.

Sob o ponto de vista ambiental, ainda que com suporte legal mas sem legitimidade do ponto de vista científico, o fluxograma 2 PTE Básica não previu a decloração ao final do tanque de contato, submetendo o corpo receptor a riscos associados a SPD.

Não existiria demanda de potência nem consumo de energia referentes à operação do tanque de contato.

Resumindo os montantes de energia envolvidos em toda a fase líquida (desde o tratamento preliminar até o tanque de contato), seriam considerados os seguintes valores envolvendo a importação e o consumo de energia elétrica:

- demanda de potência: 5.466 kW
- energia consumida: 55.943 kWh.dia.

- tratamento de fase sólida

A linha geral de tratamento seria composta pelo tanque de lodos a desaguar e pelas unidades de flotação por ar dissolvido (FAD) e de desaguamento mecânico, este último através de máquinas extrusoras (tambores rotativos inclinados), para produção de torta de lodo com teor de RNFT de 17% em base seca.

Para alcance do teor de RNFT de 30% em base seca, para aceitação em aterros sanitários, a torta de lodo produzida a 17% seria disposta, em seguida à sua produção, em estufa agrícola dotada de equipamento para revolvimento mecânico semanal em processo de secagem natural.

- tanques de lodo a desaguar

6- Tanques de Lodos a Adensar

tipo
instalação
regime de operação

concreto
fechado, com descarga livre de gases para atmosfera
contínuo, 24 h/d

quantidade de tanques - Nt	2 2+0
tempo médio de armazenamento - Ta - h	6,0
características dos lodos a adensar	
volume - Vtld - m ³ /d	6109 Vxr*Nr
massa de SST - Mtld - kg SST/d	32486 Nr*Pxt+Mxq
massa de SSV - Mvld - kg SSV/d	16713 Nr*Pxv
relação SSV/SST - sv/st - %	51 Mtld/Mvld*100
concentração SS - Csslid - %	0,53 Mtld/Vtld*100/μld
massa específica - μld - kg/m ³	1010
volume útil de cada tanque - Vu - m ³ /tanque	764 Vtld/J*Ta/Nt
dimensões	
largura - W - m	10,00
comprimento - L - m	20,00
profundidade total - Ht - m	5,72 inclui lastro de submersão (0,90 m) dos misturadores submersos
borda livre - bl - m	1,00
profundidade útil máxima - Hu - m	3,82 Vu/L/W
misturadores submersos	
quantidade em cada tanque - N/tanque	2 2+1 instalados
densidade de potência - dp -W/m ³	5
potência unitária requerida - Pu - kW/cj	2,4 Vu*dp/1000*(Hu+0,90)/Hu/N
bombas de alimentação dos flutuadores	
tipo	centrífuga, horizontal, velocidade variável 1 bomba por flutuador
período de operação - Jld - h	24 J
concentração do lodo - Csslid - %	0,53 Csslid
quantidade - Nb	2 2+1 1 p/ cada flutuador
vazão - Qld - L/s/bomba	35 Vtld/Jld/Nb*1000/3600
altura manométrica - Hman - mCA	7,0
potência unitária instalada - Purl - cv/bomba	7,5 Qrl*Hman/75/0,66*folga,=50%

A demanda específica de potência no tanque de lodos a desaguar seria 21 kW e a potência consumida, 493 kWh.dia.

Iniciando o balanço de potência da fase sólida com o tanque de lodos a desaguar, tem-se então:

= -21 kW.

- adensamento dos lodos a desaguar

7- Adensamento por Flotação por Ar Dissolvido (FAD) do Descarte de Lodo Via ML

tipo	tanques circulares, com água saturada recirculada com ar dissolvido
processo	sem adição de polímero
quantidade de tanques - Nfl	2 2+0
descarte de lodo do ML	
volume - Vtld - m ³ /d	6109 Vtld
massa de SST - Mtld - kg SST/d	32486 Mtld
parâmetros operacionais	
teor de SST no lodo a adensar - Caad - %	0,53 Csslid
teor de SST no lodo adensado - Cad - %	3,0
captura de sólidos - Cap - %	85
pressão absoluta de operação - P - atm	6,0

razão A/S - mL ar/mg SST	0,007
solubilidade do ar (22°C) - so - mL/L	17,9
fator f	0,5
vazão de recirculação - R - m³/d	6091 MLSSTA* (A/S)*Vtld/(1,3*so*(f*P-1))
taxa de aplicação hidráulica - Sh - m³/m²/d	260 (R+Vtld)/Nfl/(π*Dfl²/4) ≤ 120 m³/m²/d
dimensões dos tanques	
carga sólida aplicada - Ss - kg/m²/d	28,8 WEF 2010
diâmetro - Dfl - m	5,47 (Mld/Nfl/(6*πSs)) ^{0,5}

NOTA: observa-se que a taxa de aplicação hidráulica, no caso, controlaria o processo de flotação. Então, o diâmetro será redefinido para a taxa de aplicação superficial de 100 m³/m²/d (< 120 m³/m²/d)..

diâmetro corrigido - Dfl' - m	8,80
taxa de aplicação hidráulica corrigida - Sh' - m³/m²/d	100 (R+Vtld)/Nfl/(π*Dfl'²/4)
profundidade útil lateral - Hul - m	5,00
profundidade útil central - Huc - m	5,44 Hul+(1/10)*Dfl'/2
profundidade total lateral - Htl - m	5,60 Hul+0,60 m
bombas de recirculação de água saturada dos flutuadores	
tipo	centrífuga, horizontal, velocidade variável
instalação	1 para cada câmara de saturação
suprimento de água	efluente secundário desinfetado
quantidade - Nb	2 2+1 1 p/ cada flutuador
período de operação - Jld - h	24 J
vazão - Qld - L/s/bomba	35 R/Nb/J*1000/3600
altura manométrica - Hman - mCA	62,0 (P-1,0)*10,33m, folga=,20%
potência unitária instalada - Purl - cv/bomba	50 Qrl*Hman/75/0,64*folga,=10%

NOTA: serão 2 câmaras de saturação, sendo 1 para cada flutuador e para cada bomba de recirculação. Serão fornecidas pelo fabricante dos raspadores de superfície e de fundo dos tanques de flotação.

sopradores de ar de saturação	
tipo	deslocamento positivo ou alternativo
quantidade - Nsfl	2 2+1 1 para cada câmara de saturação
vazão total de ar (condição padrão local) - Qtarfl - L/min	316 Mtd*(A/S)*1000/1440*folga,=100%
vazão mássica unitária de ar - Qmuar - kg/s/soprador	0,0030 Qtarfl/1000/Nsfl/60*μar
potência média unitária - Pusop - kW/soprador	1,6 Qmuar/8,41*R/1000*(273,15+Tx)/(Esop/100)*((P+30%*P)) ^{0,283-1} *folga,=50%

características do lodo flotado	
massa específica - μad - kg/m³	1012
volume - Vad - m³/d	910 Cap/100*Mtd/(Cad/100*μad)
massa de SST - Mtd - kg SST/d	27613 Cap/100*Mtd
massa de SSV - Mvad - kg SSV/d	14206 Cap/100*MMd

características do subnadante reciclado	
volume de subnadante - Vsub - m³/d	5199 Vtld-Vad
massa específica - μsub - kg/m³	1003
massa de SST - Msub - kg SST/d	4873 (1-Cap/100)*Mtd
massa de SSV - Mvsub - kg SSV/d	2507 (1-Cap/100)*MMd
teor de SST - Csub - %	0,09 Msub/Vsub/μsub*100

bombas de alimentação das extrusoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
	1 bomba por extrusora
período de operação - Jld - h	24 J
concentração do lodo - Cssl - %	3,0 Cad
quantidade - Nb	3 3+1 1 p/ cada extrusora
vazão - Qld - m³/h/bomba	12,6 Vad/Jld/Nb
pressão manométrica de decarga - Plid - mCA	20
potência instalada - Prli - kW/cj	1,1

A demanda de potência na flotação seria de 82 kW e a potência consumida, 1.956 kWh.dia.

O balanço de potência da fase sólida incluindo a flotação seria:

$$= -21 \text{ kW} - 82 \text{ kW} = -103 \text{ kW}.$$

- desaguamento mecânico de lodos

8- Desaguamento Mecânico de Lodos

tipo	extrusoras (tambores rotativos)
jornada de produção - JP - h/d	24 J
quantidade de extrusoras - Next	3 3+1
sólidos a desaguar	
massa de SST a desaguar - Mx' - kg SST/d	27613 Mtad
relação SSV/SST - sv/st - %	51 Mtad/Mvad
teor de SST no lodo a desaguar - Xr' - %	3,0 Cad
capacidade mássica unitária das extrusoras - Zext - kg SST/h/máquina	384 Mtad/JP/Next
capacidade volumétrica unitária das extrusoras - Wext - m ³ /h/máquina	13 Vad/JP/Next
captura de sólidos - Cs - %	93
demanda de polímero catiônico - Pol - %	1,20 em relação à massa de SST
massa seca diária de lodo desaguado - DG - kg SST/d	25680 Cs/100*Mx'
teor de RNFT no lodo desaguado - Xext - %	17
massa específica da torta de lodo - μtl - kg/m ³	1080
volume diário da torta de lodo - Vtl - m ³ /d	140 DGx/(Xext/100* μtl)
massa diária da torta de lodo a 17% - Tx - t/d	151 Vtl* μtl /1000
volume diário de água na torta - Vat - m ³ /d	125 (1-Xext/100)* μtl /1000*DG/(Xext/100* μtl)
volume diário de centrado - Vcent - m ³ /d	784 Vad-Vat
vazão média de reciclagem - Qrecic - L/s	9,1 Vcent/86,4
massa diária de RNFT na torta de lodo - Mx - t/d	26 Xext/100*Tx
potência específica requerida - lper - kWh/m ³	0,0100 adaptado Burton, 1996
potência total requerida - Ptr - kW	36 lper*Q
bombas de alimentação da estufa de secagem complementar	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - Jld - h	24 J
concentração do lodo - Cssl - %	17 Xext
quantidade - Nb	1 1+1
vazão - Qld - m ³ /h/bomba	5,8 Vtl/Jld/Nb
pressão manométrica de decarga - Pld - mCA	40
potencia instalada - Prli - kW/cj	1,0
NOTA: a torta de lodo produzida a 17% bs será transferida para estufa agrícola para secagem complementar a 30%, através de correias transportadoras horizontais e bombas de massa verticais.	
torta de lodo secada a 30% de RNFT	
teor de RNFT - Ctf - %	30
massa específica da torta de lodo - μtf - kg/m ³	1100
volume diário - Vtf - m ³ /d	78 DG/(Ctf/100* μtf)
massa diária - Mtf - t/d	86 Vtf* μtf /1000

A produção de torta de lodo a 30% de sólidos em base seca seria de 78 m³/d/(m³/s) e 86 t/d/(m³/s), índices muito elevados tendo em vista o custo que envolveria a transferência e a disposição final da torta de lodo em aterro

sanitário. Por trás disso estaria a remoção química de P, correspondendo o montante de lodo químico a 25% dos totais apontados acima.

A demanda específica de potência ao longo da unidade de desaguamento de lodo será 37 kW e a potência consumida, 888 kWh.dia.

Concluindo o balanço de energia da fase sólida com a unidade de desaguamento, a potência seria:

$$= -21 \text{ kW} - 82 \text{ kW} - 37 \text{ kW} = -140 \text{ kW}.$$

- produtos químicos

9- Produtos Químicos

9.1- Hidróxido de Sódio - Alcalinização Adicional para Garantia da Nitrificação em pH 7,1 e Ambiente Tamponado

concentração da solução comercial - Csc - %	50 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1500
dosagem de sal - D - mg/L	39 Δ_{alc} '
dosagem de solução comercial - D' - mg/L	78 D/(Csc/100)
consumo mássico de solução comercial - C - kg/d	6710 D'/1000*Q*J
consumo volumétrico de solução comercial - C' - m ³ /d	4,47 C/ γ_{sc}
tanques de armazenamento	
quantidade - Ntp	10
tipo	vertical, com tampa/fundo plano, em resina, com sensor/medidor/transmissor de nível
período de armazenamento - P - d	15,8
volume unitário - Vu - m ³ /tanque	15,0 P*(C'+C')/Ntp (inclusive NaOH de compensação pela aplicação de FeCl ₃)
dimensões principais	
diâmetro - ϕ_{tp} - m	2,00
altura total - H _{ttp} - m	4,99
lâmina de líquido - H _{ltp} - m	4,75
volume de serviço - V _{stp} - m ³	15 H _{ltp} * π /4* ϕ_{tp} ²
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Q _{xbd} - L/h.bomba	496 Q _{mbd} *25% de folga
vazão unitária média - Q _{mbd} - L/h.bomba	397 (C'+C')*1000/J/Nbd
pressão manométrica de descarga - P _{dbd} - mCA	15
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,80

9.2- Hidróxido de Sódio - Reposição de Alcalinidade Total Diante da Remoção Química de P

concentração da solução comercial - Csc - %	50 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1500
dosagem de sal - D - mg/L	44 C _{naoh}
dosagem de solução comercial - D' - mg/L	88 D/(Csc/100)
consumo mássico de solução comercial - C - kg/d	7573 D'/1000*Q*J
consumo volumétrico de solução comercial - C' - m ³ /d	5,05 C/ γ_{sc}
tanques de armazenamento	
tipo	armazenamento efetuado junto c/ a alcalinização

9.3- Cloreto Férrico para Remoção Química de P

concentração da solução comercial - Csc - %	35
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1350
dosagem de sal - D - mg/L	115 Dcf
dosagem de solução comercial - D' - mg/L	329 D/(Csc/100)
consumo mássico de solução comercial - C - kg/d	28453 D'/1000*Q*J
consumo volumétrico de solução comercial - C' - m ³ /d	21 C/ γ_{sc}
tanques de armazenamento	
quantidade - Ntp	4
tipo	vertical, com tampa/fundo plano, em resina, com sensor/medidor/transmissor de nível
período de armazenamento - P - d	9,5
volume unitário - Vu - m ³ /tanque	50 P*C'/Ntp
dimensões principais	
diâmetro - ϕ_{tp} - m	3,00
altura total - Htp - m	7,40
lâmina de líquido - Hltp - m	7,10
volume de serviço - V stp - m ³	50 Hltp* $\pi/4*\phi_{tp}^2$
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Qxbd - L/h.bomba	1098 Qmbd*25% de folga
vazão unitária média - Qmbd - L/h.bomba	878 C'*1000/J/Nbd
pressão manométrica de descarga - Pdbd - mCA	15
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,25

9.4- Hipoclorito de Sódio para Desinfecção

concentração da solução comercial - Csc - %	12 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1200
dosagem de sal - D - mg/L	15 correspondente a 7,0 mg/L de cloro ativo
dosagem de solução comercial - D' - mg/L	125 D/(Csc/100)
consumo mássico de solução comercial - C - kg/d	10800 D'/1000*Q*J
consumo volumétrico de solução comercial - C' - m ³ /d	9,00 C/ γ_{sc}
Tanques de Armazenamento	
quantidade - Ntp	4
tipo	vertical, tampa/fundo plano, construído em resina, dotado de sensor/medidor/transmissor de nível
período de armazenamento - P - d	22
volume unitário - Vu - m ³ /tanque	50 P*C')/Ntp
dimensões principais	
diâmetro - ϕ_{tp} - m	3,00
altura total - Htp - m	7,40
lâmina de líquido - Hltp - m	7,10
volume de serviço - V stp - m ³	50 Hltp* $\pi/4*\phi_{tp}^2$
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Qxbd - L/h.bomba	469 Qmbd*25% de folga
vazão unitária média - Qmbd - L/h.bomba	375 C'*1000/J/Nbd
pressão manométrica de descarga - Pdbd - mCA	15
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,54

9.5- Polímero Catiônico de Desaguamento

tipo	emulsão comercial
concentração da solução comercial - Csc - %	30 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1150
dosagem de produto sem água - D - mg/L	364 Pol/100*Mx'/Vad*1000 relação ao volume de lodo a desaguar

dosagem de emulsão comercial - D' - mg/L	1214 D/(Csc/100)
consumo mássico de emulsão comercial - C - kg/d	1105 D'/1000*Vad
consumo volumétrico de solução comercial - C' - L/d	960 C/γsc*1000
armazenamento	
tipo	container
período de armazenamento - P - d	30
volume unitário - Vu - m ³ /container	0,25
dimensões principais	
lado - Ltp - m	0,60
altura total - Htp - m	0,60
lâmina de líquido - Hltp - m	0,70
volume de serviço - Vtp - m ³	0,25 Ltp*Htp*Hltp
quantidade - Ntp	114 P*C'/1000/Vtp
área total requerida - Atr - m ²	62 Ntp*Ltp ² *150%
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Qxbd - L/h.bomba	50 Qmbd*25% de folga
vazão unitária média - Qmbd - L/h.bomba	40 C'/J/Nbd
pressão manométrica de descarga - Pdbd - mCA	15
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,10

Repetindo os resultados do fluxograma 1 PTE Básica, surpreende o consumo volumétrico de solução comercial de FeCl₃ que decorreria da remoção química de fósforo (21 m³/d/(m³/s)), praticamente uma carreta de grande porte por dia de solução comercial.

Haveria reflexo direto disso no custo operacional do desaguamento mecânico de lodos, ampliado proporcionalmente a 8,1 t/d/(m³/s) de sólidos químicos gerados (25% do total), onde o consumo de emulsão de polímero seria de 0,64 m³/d/(m³/s) e cujo custo unitário é sabidamente elevado.

A demanda de potência específica com produtos químicos seria relativamente baixa, 2 kW, e a potência consumida, 41 kWh.dia.

Atualizando o balanço energético para toda a planta, fases líquida (inclusive tratamento preliminar) e sólida e produtos químicos, a demanda de potência requerida seria:

13 kW (tratamento preliminar) + 5.398 kW (reatores RBS) + 55 kW (tanque de equalização de efluente secundário) +139 kW (fase sólida) +2 kW (produtos químicos) = 5.606 kW/(m³/s).

Em decorrência, o consumo específico de energia seria:

302 kWh.dia (tratamento preliminar) + 54.315 kWh.dia (reatores RBS) + 1.326 kWh.dia (tanque de equalização de efluente secundário) + 3.337 kW (fase sólida) +41 kWh.dia (produtos químicos) = 59.322 kWh.dia/(m³/s).

- tratamento de correntes secundárias

Às correntes secundárias produzidas, diante da ausência de digestão anaeróbia ou aeróbia de lodos e bio sólidos, corresponderiam concentrações de constituintes limitadas a, segundo MetCalf&Eddy-AECOM ((1), p. 1663):

- DBO < 400 mg/L
- NH_4^+ < 100 mg N/L
- SST < 900 mg/L
- PO_4^{3-} < 7,0 mg P/L.

As correntes secundárias não necessitariam ser submetidas à equalização de fluxo ou à redução de constituintes específicos. A vazão de reciclagem, 69,2 L/s, corresponderia a um fator de diluição de 14,5 unidades em relação à vazão específica de 1,000 m³/s da corrente principal.

7- SIMULAÇÃO DO FLUXOGRAMA 1 PTE 2

Se comparados, vê-se este fluxograma como uma evolução do fluxograma 1 PTE Básica no sentido de buscar a operação da planta sob regime estacionário para garantia contínua da qualidade do efluente tratado.

Ao mesmo tempo, substitui-se o processo químico de remoção de P pelo biológico, eliminam-se o descarte do excesso de lodo aeróbio nos reatores UASB e o processo de desinfecção com cloro, para evitar deste último os efeitos deletérios dos SPD, e aplica-se a política RUEQ em busca dos objetivos enumerados à p.14.

Para justificar essas alterações, algumas incomuns e outras até mesmo inéditas na prática de projetos no país, ainda que em projeto conceitual como este, apresentam-se a seguir suas bases teóricas e práticas.

- tratamento de fase líquida

Será proveitoso para agora imaginar este fluxograma 1 PTE 2 como uma derivação do fluxograma 1 PTE Básica sendo mantidos deste seus núcleos de fases líquida e sólida.

Haveria inserção de reatores anaeróbios a montante dos pré-anóxicos, porque neles as bactérias heterotróficas OAF (organismos armazenadores de fósforo) aproveitariam ácidos graxos voláteis (AGV) remanescentes dos reatores UASB e o adicional de AGV gerado em reatores de hidrólise e fermentação de parcela de até 20% do lodo de descarte dos DS.

Nesse consumo, as OAF metabolizariam o polifosfato acumulado por elas nos reatores aeróbios, a partir do consumo externo de AGV e interno de glicogênio, este acumulado na fase aeróbia, liberando ortofosfato (PO_4^{-3}) e acumulando polihidroxialcanoato (PHA).

O teor de PO_4^{-3} nos reatores anaeróbios se elevaria à casa dos 20 a 30 mg P/L, valor cerca de 3 a 4 vezes o teor de P do efluente bruto.

Tal fenômeno, denominado liberação primária, pode ser utilizado como indicador indireto do sucesso (ou não) do desenvolvimento do processo biológico de remoção de P. O insucesso corresponderia a níveis de 7,0 a 10 mg P/L de P nos reatores anaeróbios.

O consumo de AGV pelas OAF nos reatores anaeróbios é muito rápido, e valores de tempo de detenção na faixa de 30 a 60 min seriam, teoricamente, suficientes.

A sub-oferta de AGV (ou de DQO_{rb}) nos reatores anaeróbios implicaria no subdesenvolvimento da biomassa OAF nos reatores aeróbios, portanto seria uma condição crítica na qual a remoção biológica de P não alcançaria seu propósito.

Simultaneamente ao processo dinâmico das heterotróficas OAF nos reatores anaeróbios e aeróbios, passando pelos anóxicos, se desenvolveriam os ciclos metabólicos das biomassas autotróficas nitrificantes (BOA/BON) e das heterotróficas denitrificantes, e também das heterotróficas oxidantes da DBO ou da DQO biodegradável (DQO_b).

Todas essas 4 atividades biológicas se desenvolveriam em harmonia nos mesmos ambientes desde que estivessem estes sob condições específicas satisfatórias a todas as espécies.

No curso do licor misto (ML) ao longo dos reatores aeróbios, sob regime hidráulico de fluxo de pistão, ocorreria a redução de teor de PO_4^{-3} em razão da metabolização das OAF, utilizando o PHA armazenado como fonte de energia nos reatores anaeróbios, até o nível de PO_4^{-3} estabelecido como o teor do efluente tratado, definido como meta do projeto.

A remoção biológica de P se basearia exatamente nessa cinética de metabolismo diferenciado, aparentemente complexa mas de fácil controle operacional.

Nas bactérias OAF, a parcela de P armazenada como polifosfato no material celular seria da ordem de 20 a 30% em massa, enquanto nas heterotróficas da DBO não superaria a faixa de 1,2% a 1,5%.

Com o excesso de P armazenado temporariamente no tecido celular – pois seria liberado no ambiente logo em seguida quando passassem aos reatores anaeróbios -, as OAF seriam propositalmente retiradas do sistema, via separação nos DS.

Seria esse o instante de encerramento do processo de remoção biológica de P e o efluente tratado estaria então livre da quantidade de P extraída do sistema, agregada potencialmente ao tecido celular das OAF.

O segredo em cultivar a biomassa OAF sob condição de ambiente controlado conduziria não só a esse cenário positivo.

Em função do reduzidíssimo valor da taxa máxima de crescimento específico (μ_{\max}) das OAF, também a produção de lodo biológico adicional seria muito baixa, como um efeito paralelo positivo da remoção biológica de P.

Haveria ainda outro fator positivo associado à remoção biológica de P: bactérias OAF excretam enzimas poliméricas que tornam o floco resultante mais pesado e também reduzem o risco de formação de espumas nocardioformes.

Tais especificidades resultariam em mais alta velocidade de sedimentação do ML e de captura de sólidos, isto é, em baixo índice volumétrico de lodo ($IVL < 120 \text{ mL/g}$), fato que favoreceria significativamente a qualidade do efluente secundário.

A remoção biológica de P, por outro lado, demandaria ao menos 2 pré-requisitos de controle operacional.

O 1º diria respeito à idade do lodo do processo aeróbio em que ela se insere. Quanto maior a massa de OAF descartada com o excesso de lodo, maior a massa de P removida do sistema.

Então quanto menor a idade do lodo, maior a eficiência da remoção biológica de P. Por esta razão é que o processo de LA tipo aeração prolongada não seria o mais indicado quando se pretendesse conceber a remoção biológica intensa de P.

Reforça esse argumento outro mais: o fenômeno da liberação de PO_4^{3-} na fase de lise celular durante a respiração endógena intrínseca à idade do lodo da aeração prolongada, ocorrência indesejada conhecida por “liberação secundária” de PO_4^{3-} . Poderia conduzir a teores de P no efluente tratado até mais elevados que o do efluente bruto.

O 2º pré-requisito, talvez relativamente mais crítico do que o 1º, envolveria a necessidade do controle do pH na saída dos reatores anaeróbios.

No processo de remoção biológica de P, as heterotróficas OAF em ambiente estritamente anaeróbio com $\text{pH} \geq 7,1$ seriam a única biomassa capaz de metabolizar o AGV disponível. Essa condição de pH é a que garantiria o sucesso do processo de remoção biológica do P.

A preservação do ambiente anaeróbio sob $\text{pH} \geq 7,1$ se faria necessária por ser a única técnica viável na escala dos reatores para proteger a biomassa OAF da competitiva biomassa OAG (organismos armazenadores de glicogênio) em relação ao consumo do AGV disponível.

A atividade metabolizante das heterotróficas OAG em ambiente anaeróbio com $\text{pH} < 7,0$ é superior à das OAF. Então nesse cenário, toda a massa de AGV

disponível seria consumida pelas OAG e a remoção biológica de P seria nula embora os reatores estivessem programados para sua ocorrência.

No processo de oxidação biológica do amônio, desenvolvido nos reatores aeróbios conjuntamente com outros processos biológicos, as biomassas autotróficas BOA/BON, também sob $\text{pH} \geq 7,1$, seriam as únicas capazes de oxidar o amônio e transformá-lo em NO_2^- e NO_3^- , usando o OD como acceptor de elétrons doados pelos AGV.

Portanto, dada a importância dupla do nível de $\text{pH} \geq 7,1$ para proteção das OAF e da condição metabólica das BOA/BON, o monitoramento contínuo do pH e da alcalinidade total seria imprescindível nos reatores anaeróbios e aeróbios (controles nas suas respectivas estruturas de saída).

Por outro lado, haveria restrição em relação ao mínimo valor da idade do lodo a se adotar para remoção biológica maximizada de P quando se pretendesse, concomitantemente, maximizar, ou alcançar um nível de nitrificação próximo a isso, a remoção biológica de N.

Para que isso seja possível, a idade do lodo no processo de LA deveria ser definida em conjunto para as remoções simultâneas de P e N.

A esse quadro corresponderiam então valores da idade do lodo variáveis na faixa de 5 a 7 d, a depender do teor de OD garantido nos reatores aeróbios.

A síntese destes últimos parágrafos indica que a adequação do processo de LA subsequente aos reatores UASB não deveria contemplar a variante de aeração prolongada para obtenção de lodo de descarte estabilizado, mas sim assumir a idade do lodo no intervalo de 5 a 7 d para adequar o processo biológico a remoções maximizadas de DBO, N e P.

Tendo sido desenvolvida a nitrificação máxima nos reatores aeróbios com base nessa idade do lodo, onde se consumiria energia elétrica e alcalinidade total em quantidades adicionais às consumidas na biooxidação da DBO, seria conveniente, economicamente, explorar o processo de denitrificação nos reatores anóxicos ao seu limite máximo.

Isso porque, através do consumo da DQO_{rb} pelas bactérias heterotróficas denitrificantes, tendo o NO_3^- como acceptor de elétrons, reduziria a quantidade de DQO_b afluyente aos reatores aeróbios, e, conseqüentemente, reduziria a energia consumida para oxidá-la e ainda recuperaria cerca de 40% da alcalinidade total consumida na nitrificação.

Assim o montante de alcalinidade adicional demandada para manter a capacidade tampão (70 a 90 mg CaCO_3/L) nos reatores aeróbios sob $\text{pH} > 7,1$ poderia ser reduzido.

Um fluxo auxiliar (MetCalf&Eddy-EACOM (1), p. 877), correspondente à faixa de 7% a 10% do fluxo de descarte de lodo ativado, poderia ser supridor contínuo de reatores anaeróbios de hidrólise e fermentação para produção da massa de AGV em quantidade complementar à massa de AGV efluente dos reatores anaeróbios UASB.

Juntas, as massas de AGV atenderiam à demanda total de DQO_{rb} necessária à denitrificação máxima nos reatores anóxicos e à remoção máxima de P nos reatores anaeróbios.

Segundo MetCalf&Eddy-EACOM ((1), p. 635), a relação DBO/NO_x para garantia de ambiente para produção de DQO_{rb} a partir da DQO_b no afluente em quantidade suficiente para satisfazer a remoção máxima de NO_3^- nos reatores anóxicos é da ordem de 4:1. Ou seja, para NO_x da ordem de 80% do NKT, a concentração de DQO_b requerida na entrada dos reatores anóxicos seria de, no mínimo:

$$DQO_b = 40 \cdot 80 / 100 \cdot 4 \cdot 1,81 = 232 \text{ mg/L.}$$

No balanço de massas apresentado mais à frente, observa-se que, com aplicação de DQO_b adicional de 279 mg/L nos reatores anaeróbios, estaria disponível a DQO_b de 309 mg/L à entrada dos reatores anóxicos, portanto superior ao requerimento de 232 mg/L estimado acima.

O tempo de detenção em reatores anóxicos, sejam eles reatores de pré ou de pós em relação aos aeróbios, quando o processo de tratamento é concebido para remoção biológica conjunta de N e P, deve respeitar o limite máximo da ordem de 3,0 h.

Trata-se de um valor de segurança para que o alcance da zona aeróbia pelo fluxo com bactérias OAF se efetive antes que elas realizem uma imprópria 2ª liberação de PO_4^{3-} .

Isso poderia ocorrer então de forma descontrolada nos reatores anóxicos, do que resultaria teor de P no efluente tratado muito acima do teor de P requerido, denunciando séria pane operacional no sistema, decorrente de um equívoco de concepção do projeto.

Os reatores anaeróbios seriam instalados a montante dos anóxicos, configurando o modelo UCT (Capetown University) com recirculações de lodo (RL) $\leq 70\%$ e de NO_3^- (TIR) $\leq 400\%$ para os reatores anóxicos e recirculação anóxica (RAN), sem NO_3^- , $\leq 200\%$, dos reatores anóxicos para os reatores anaeróbios.

Essa configuração seria própria para reduzir a “0” ou muito próximo de “0” o teor de NO_3^- nos reatores anaeróbios. Mas isso teria um fator limitante.

Se o montante de matéria orgânica fosse de valor reduzido, o tempo de detenção nos anóxicos cresceria até prejudicar a eficiência de remoção de P, pelo risco da 2ª liberação de PO_4^{3-} . Nesse caso, haveria de se analisar o teor de NO_3^- mais adequado para manter a remoção máxima de P.

O tempo de detenção nos reatores anaeróbios no modelo UCT poderia variar de 1,0 a 2,0 h.

Segundo base experimental (MetCalf&Eddy-EACOM (1), pp. 872 a 874), uma relação $\text{DQO}_{\text{rb}}/\text{P}$ de 8,0 g/g poderia ser esperada se a relação $\text{AGV}/\text{DQO}_{\text{rb}}$ à entrada dos reatores anaeróbios fosse da ordem de 0,70 g/g.

Admite-se que esse poderia ser um cenário factível para se operar a produção de AGV nos reatores de hidrólise e fermentação da fração do lodo biológico de descarte. Então, daí poderia ser avaliado o seguinte montante de AGV compatível para remoção máxima de P.

- para $\text{DQO}_{\text{rb}}/\text{P}$ de 8,0 mg/L e P de 7,5 mg P/L

$$\text{DQO}_{\text{rb}} = 8,0 \times 7,5 = 60 \text{ mg/L}$$

Admitindo, também por hipótese, que a fração da DQO_{rb} representasse 40% da DQO_b afluente aos reatores anaeróbios (fração favorecida pela origem nos reatores anaeróbios UASB e nos reatores anaeróbios de hidrólise e fermentação de parte do lodo de descarte desviado para produção autóctone de AGV), então o equivalente total de DQO_b seria:

$$\text{DQO}_b = 60 / (40/100) = 150 \text{ mg/L.}$$

Um balanço de massas de substrato envolvidas nas ofertas e consumos entre os reatores UASB e os reatores aeróbios, para garantir a estabilidade da biocinética destes últimos com $\text{DBO} > 120 \text{ mg/L}$ (valor de segurança em relação à constante de meia saturação K_s), indicaria a dosagem de substrato adicional requerida de 279 mg/L de DQO_b aplicada à entrada dos reatores anaeróbios.

Seria mais produtiva a aplicação contínua de substrato adicional (AGV autóctone) a montante dos reatores anaeróbios porque, além da estabilidade do desenvolvimento dos processos de remoção biológica dos 3 constituintes (DBO, P e N), o valor mais elevado do fator F/M inibiria o desenvolvimento das competitivas bactérias filamentosas.

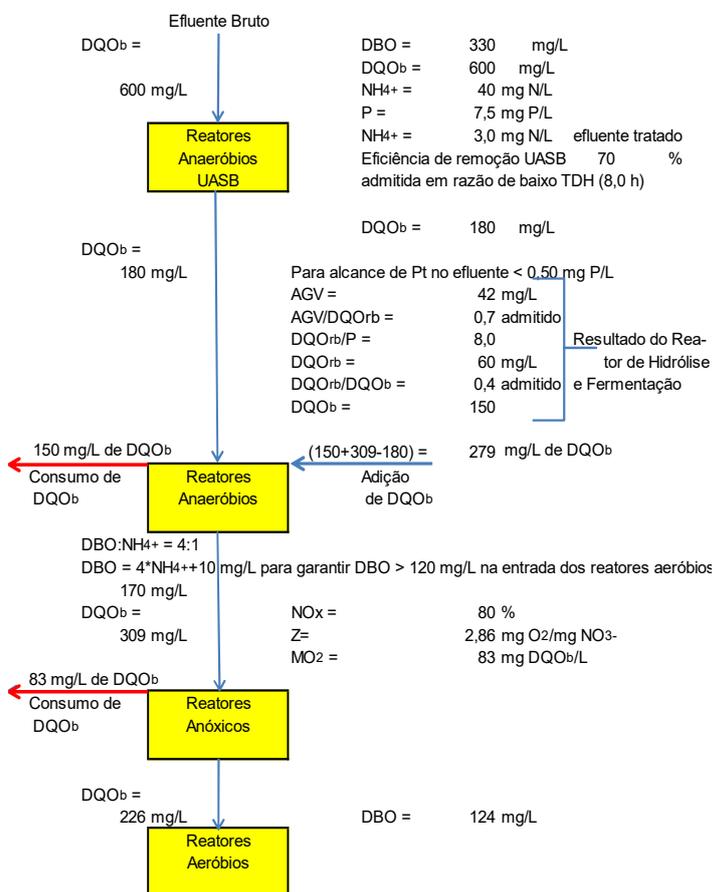
Por todo esse cenário teórico, seria possível garantir a expectativa de alcançar resultados no efluente tratado de concentrações de NH_4 e NO_2^- iguais ou inferiores a, respectivamente, 0,50 mg N/L e 0,50 mg N/L, mas não de 5,0 mg N/L de NO_3^- .

Diferentemente, maior dificuldade se teria para enquadramento do teor esperado de P no VMP de 0,10 mg P/L definido na legislação para ambientes lóticos, como seria o caso do corpo receptor local.

Muito possivelmente, poderiam ser esperados resultados de teor de P em torno de 0,50 mg P/L, exceção já comentada na NOTA 2 da p.15.

Se a oferta de AGV pela via da hidrólise e fermentação da fração desviada de lodo de descarte fosse diferente da prevista, para maior, a tendência de aproximação do teor de P no efluente tratado a 0,10 mg P/L talvez se apresentasse. Para o caso em pauta, seria praticamente impossível teorizar sobre isso.

A seguir, o balanço de massas de produção autóctone AGV no processo biológico de remoções de N e P.



Para evitar risco de estabilidade do processo biológico aeróbio, ou de dificuldades de controle da massa ativa de bio-sólidos, seria prudente manter um afastamento do valor mínimo da DBO afluyente aos reatores aeróbios em relação ao valor da constante de meia velocidade de reação (K_s).

Em razão dessa nuance, o balanço de massas foi elaborado considerando 120 mg/L como valor mínimo de DBO afluyente aos reatores aeróbios. Para isso,

seria necessária a inserção de um adicional de 10 mg/L de DBO ou 18 mg/L de DQO_b, além do estequiometricamente necessário para remoção de P, à entrada dos reatores anaeróbios.

A alta eficiência exigida na remoção de P imporia a redução, ao mínimo, do teor de SST do efluente secundário para extração do fósforo incorporado à biomassa presente como SSV (75% a 85% do teor de SST).

Concentrações mínimas viáveis de SST no efluente dos DS, da ordem de 5 a 10 mg/L, somente seriam alcançadas caso se utilizassem unidades profundas de decantação DS, da ordem de 5,5 a 6,0 m de coluna d'água lateral, para garantia da estabilidade do manto de lodo.

Teor de SST no efluente secundário menor que 5,0 mg/L seria próprio para maximizar a redução da concentração de P no efluente final.

A filtração do efluente secundário, por exemplo em filtros rápidos de areia de fluxo ascendente e lavagem contínua por *air lift*, poderia ser uma solução para se alcançar a faixa de 0,50 mg P/L no efluente tratado.

Várias técnicas que evitariam a produção de SPD poderiam ser utilizadas para substituir a desinfecção com cloro: ozonização, radiação ultravioleta (UV) e pasteurização térmica.

As 2 primeiras são altamente eficazes porém são também operações caracterizadas por elevados consumos de energia elétrica.

A ozonização, além de mais onerosa, também pontuaria negativamente em razão da questionável potencialidade de formação de SPD bromados.

A mais interessante seria, sem dúvida, a alternativa de pasteurização térmica, de eficácia comparável à das outras 2.

Além de não utilizar produto químico, portanto não interagir com risco de produção de SPD, a pasteurização térmica utilizaria como fonte de energia o calor residual secundário (gases de combustão) do sistema de cogeração de energia (motores ciclo Otto e Stirling) a partir da combustão do biogás gerado nos reatores UASB.

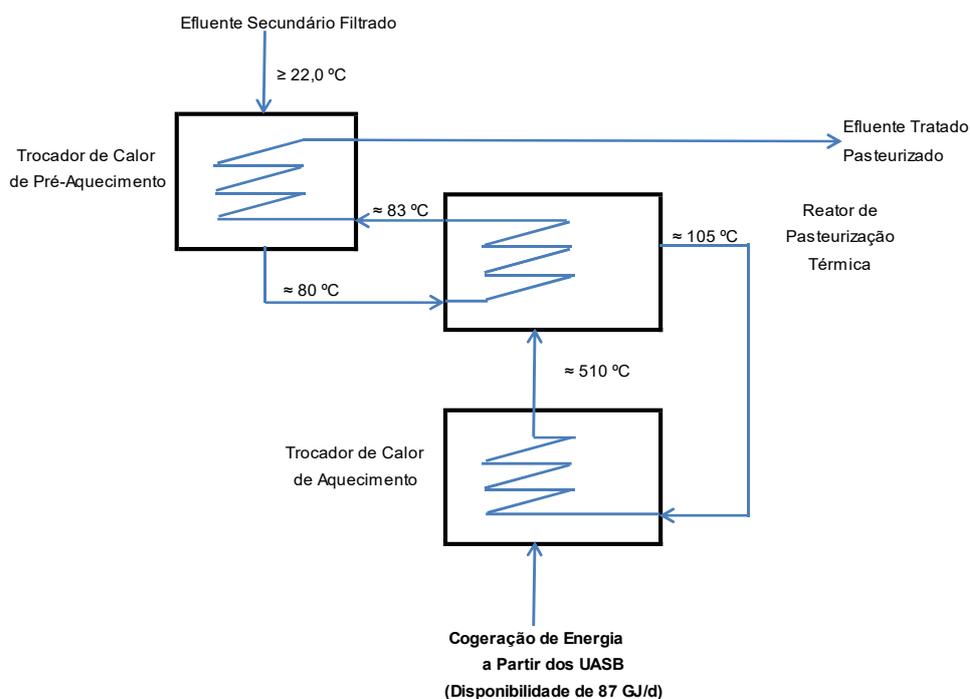
Nesse processo de desinfecção, para o qual seria possível alcançar concentrações de Coliformes Termotolerantes <1000 NMP (ou fator de redução 4 na escala log, equivalente a 99,99%, segundo MetCalf&Eddy-EACOM ((1), p. 1429), em relação ao valor de 10⁷ Coliformes Termotolerantes/100 mL previsível para efluente secundário após filtração rápida), o fluxo afluente à pasteurização seria submetido à temperatura de 70 a 80 °C por tempo de detenção de, no máximo, 30 s.

A pasteurização térmica do efluente tratado tem se revelado nos países que a aplicam como processo de desinfecção de menor custo relativo quando a planta é concebida ou adaptada à política RUEQ, isto é, quando existe cogeração de energia.

A energia térmica consumida na pasteurização equivale à parcela de reposição das perdas de contato, pois que à elevação inicial da temperatura de pasteurização de 22°C (temperatura mínima admitida do fluxo em processo de tratamento) a 70/80 °C seguirá sua redução para pouco acima de 22°C, sendo todo o calor liberado pelo efluente na saída da pasteurização utilizado para pré-aquecer o fluxo de entrada.

O diagrama da pasteurização térmica, a demanda energética teórica e a oferta de energia seguirão conforme os valores:

Diagrama Esquemático da Pasteurização Térmica



Demanda de Energia Térmica para Pasteurização Térmica do Efluente Secundário Filtrado

vazão - Q - m³/s	1,000
temperatura mínima do efluente filtrado - T _{min} - °C	22,0
temperatura de saída - T _{pt} - °C	22,2
capacidade calorífica da água - C _{ca} - J/kg/°C	4200
demanda teórica calorífica requerida - D _{tr} - GJ/d	$73 \cdot Q \cdot 86400 \cdot 1000 \cdot (T_{pt} - T_{min}) \cdot C_{ca} / 10^9$

- tratamento preliminar

Pré-Dimensionamento do Modelo UCT com Reatores UASB

1- Dados Básicos

vazão nominal - Q - m ³ /h	3600	
jornada de produção - J - h/d	24	
Fator FS	1,15	15% de folga
características do efluente bruto		
DQOb - So - mg/L	600	
DBO - Sdbo - mg/L	330	DBO _{5,20}
NKT - mg N/L	40	
SST - mg/L	290	
SSV - mg/L	218	75% de SST
SSVnb - mg/L	98	45% de SSV
P- mg P/L	7,5	P total
alcalinidade total - Alcb - mg CaCO ₃ /L	120	
temperatura mínima do efluente bruto - T - °C	22	
temperatura máxima do ar - Tx - °C	35	
massa específica da água - μa - kg/m ³	998	22°C

2- Tratamento Preliminar

tipo	em 2 unidades separadas: peneiramento fino na 1ª e peneiramento muito fino seguido de remoção de areia na 2ª unidade	
1ª remoção de sólidos grosseiros		
peneiramento fino com lavagem e compressão	tambor rotativo inclinado instalado em módulo pré-fabricado de aço inoxidável	
quantidade de módulos - N	3 3+0	
espaçamento - E1 - mm	12	
vazão máxima por módulo - Qm - L/s/módulo	500,0 Q/N/3,6*N/(N-1) c/ sobrecarga de 1 módulo	
taxa específica de remoção - TG1 - m ³ /m ³ esgoto	0,000075	
volume total de sólidos removidos - Vsg1 - m ³ /d	6,48 Q*J*TG1	
concentração dos SG extraídos - C - % em base seca	25	
massa específica do SG extraído - μ - kg/m ³	1000	
massa total de sólidos removidos - Msg1 - kg/d	1620 Vsg1*C/100*μ	
2ª remoção de sólidos grosseiros		
peneiramento fino com lavagem e compressão	tambor rotativo inclinado instalado em módulo pré-fabricado de aço inoxidável	
quantidade de módulos - N	3 3+0	
espaçamento - E2 - mm	2	
vazão máxima por módulo - Qm - L/s/módulo	500,0 Q/N/3,6*N/(N-1) c/ sobrecarga de 1 módulo	
taxa específica de remoção - TG2 - m ³ /m ³ esgoto	0,00005	
volume total de sólidos removidos - Vsg1 - m ³ /d	4,32 Q*J*TG2	
concentração dos SG extraídos - C - % em base seca	25	
massa específica do SG extraído - μ - kg/m ³	1000	
massa total de sólidos removidos - Msg1 - kg/d	1080 Vsg1*C/100*μ	
desarenador		
tipo	prismático, com raspador circular	
desarenador	parafuso sem-fim lateral, inclinado, com exaustão de gases	
quantidade de módulos - N	4 4+0	
vazão máxima por módulo - Qm - L/s/módulo	333,3 Q/N/3,6*N/(N-1) c/ sobrecarga de 1 módulo	
taxa específica de remoção - TA - m ³ /m ³ esgoto	0,00003	
volume total de areia removida - Va - m ³ /d	2,59 Q*J*TA	
concentração de areia extraída - C - % em base seca	95	
massa específica de areia extraída - μ - kg/m ³	2500	
massa total de sólidos removidos - Msg1 - kg/d	6156 Va*C/100*μ	
taxa de aplicação superficial máxima - Sx - m ³ /m ² /d	900	
dimensões		
área unitária requerida - Aur - m ² /caixa	0,0 Q*J*FS/Sx/N	
lado - Wa - m	0,00 Aur*0,5	

Para todo o tratamento preliminar, a previsão da demanda de potência instalada, segundo MetCalf&Eddy-AECOM ((1), p. 1812), seria 49 kW e a potência consumida, 1166 kWh.dia.

Segundo um balanço de energia até o final do tratamento preliminar, se teria a situação de déficit da seguinte dimensão:

= -49 kW.

- tanque de equalização de vazão de efluente bruto/correntes secundárias

O tanque de equalização precederia ao tratamento biológico e receberia o fluxo de correntes secundárias (23,2 L/s ou 2,3% da vazão de efluente bruto).

3- Tanque de Equalização de Vazão

tipo	concreto armado, acima do terreno, aberto
tempo de detenção máximo - Td - h	5,0 em relação à vazão média de efluente bruto
volume útil total - Vu - m ³	18000 Q*Td
número de compartimentos - N	2 iguais entre si e separados por comporta de comando elétrico (L = 1,20 m)
compartimentos	
seção horizontal	retangular
volume útil unitário - Vuu - m ³ /compartimento	9000 Vu/N
lâmina d'água máxima - Hux - m	3,47
comprimento - L - m	72,02 2*W
largura - W - m	36,01 (Vuu/Hu/2) ^{0,5}
lâmina d'água morta - Hm - m	1,00 p/ submergência de misturadores submersos
borda livre - BI - m	1,00
profundidade total - Ht - m	5,47 Hm+Hux+BI
misturadores	
quantidade - Nm - cj/compartimento	6 6+1, todos instalados
tipo	bomba submersa com tubo de aspiração para oxidar até 10 mg /L de H ₂ S
relação estequiométrica O ₂ :H ₂ S	1,5 2H++S-2 +3/2O ₂ \rightleftharpoons SO ₂ +H ₂ O
teor de H ₂ S admitido - Chs - mg/L	10
demanda de oxigênio - Do - mg/L	15 (O ₂ :H ₂ S)*Chs
consumo de oxigênio	
condição de campo - Co - kg/d	1296 Do/1000*Q*J
condição padrão - Co' - kg/d	2356 Co/0,55
densidade de potência - dp - W/m ³	3
potência unitária - Pu - kW/misturador	5,8 dp*Vuu*(Hm+Hux)/Hux/1000/Nm

O tanque de equalização operaria com misturadores submersos com função simultânea de oxigenação limitada para abater gases odorosos.

A previsão da demanda de potência instalada seria 70 kW e a de potência consumida, 1669 kWh.dia.

Segundo balanço de energia desde o tratamento preliminar até a extremidade de jusante do tanque, a situação seria de déficit crescente:

$$= -49 \text{ kW} - 70 \text{ kW} = -119 \text{ kW}.$$

- tratamento anaeróbio por reatores anaeróbios UASB

4- Tratamento Anaeróbio - Reatores UASB

tipo	reatores UASB
quantidade - Nr	4 4+0
tempo de detenção médio - Td - h	10,0
volume unitário dos reatores - Vur - m ³ /reator	9000 $Q \cdot J / 24 \cdot Td / Nr$
dimensões	
lâmina d'água do separador trifásico - Htr - m	1,50
lâmina d'água do manto de lodo - Hr - m	5,50
comprimento - Lr - m	57,21 $2 \cdot W$
largura - Wr - m	28,60 $(Vur / 2 \cdot Hur)^{0,5}$
lâmina d'água total - Ht- m	7,00 $Htr + Hr$
carga orgânica aplicada - CO - kg DQOb/m ³ /d	1,4 $QW \cdot J \cdot DQOb / 1000 / Nr / Vur$
eficiência de remoção de DQOb - Edqo - %	70
teor médio de SSV no volume de processo- Cxv - %	2,0
DQOb efluente - Se - mg/L	180 $DQOb \cdot (1 - Edqo / 100)$
massa SSV nos reatores - Mv - kg SSV	720000 $Nr \cdot Vur \cdot Cxv / 100 \cdot 1000$
idade do lodo - Trs - d	70
coeficiente de síntese de heterotróficas HE - Yh - gSSV/gDQOb	0,08
coeficiente de decaimento endógeno - bh - gSSV/gSSV/d	0,03
fração de resíduo celular - fd - gSSV/gSSV	0,10
produção diária de SSV - P _{xv} - kg SSV/d	9590 $Q \cdot J \cdot Edqo / 100 \cdot DQOb / 1000 \cdot Yh / (1 + bh \cdot TRS) + fd \cdot bh \cdot Q \cdot J \cdot Edqo / 100 \cdot DQOb / 1000 \cdot Yh \cdot TRS / (1 + bh \cdot TRS) + SSVnb / 1000 \cdot Q \cdot J$
produção diária de SSV _{bio} - P _{xvbio} - kg SSV/d	1133 $P_{xv} - SSVnb / 1000 \cdot Q \cdot J$
produção diária DQO de CH ₄ - DQO _{CH4} - kg DQO/d	34679 $Q \cdot J \cdot Edqo / 100 \cdot DQOb / 1000 - 1,42 \cdot P_{xvbio}$
produção de metano sob condições padrões (0°C e 1,0 atm)	
volume de CH ₄ equivalente à DQO convertida em metano - V _{uch4} - LCH ₄ /gDQO	0,35
produção de metano - VCH ₄ - m ³ /d	12138 $V_{uch4} \cdot DQO_{CH4}$
produção de metano a 22°C - VCH ₄ ' - m ³ /d	13115 $VCH4 \cdot (273,15 + T) / 273,15$
porcentagem de CH ₄ no biogás - CH ₄ % - %	65
produção diária de biogás - V _{biogás} - m ³ /d	20177 $VCH4' / (CH4\% / 100)$
poder calorífico do biogás a 22°C - PCS _{bg} - kJ/m ³	38846
energia potencializada no biogás - E _{biogás} - GJ/d	784 $PCS_{bg} \cdot V_{biogás} / 1000000$

NOTA: este valor decorre da metodologia aplicada com viés para processamento de efluente da agroindústria, e, por isso, se apresenta superdimensionado. Por segurança, será substituído pelo procedimento indicado por van Handell, 1994, que parece ser mais apropriado ao caso de despejos mais diluídos, como o efluente bruto doméstico.

eficiência de remoção - E - %	70
taxa estequiométrica de produção de metano - T _{pm} - kgCH ₄ /kgDQOdigerido	0,25
massa de metano produzida - M _{xCH4} - kg/d	9072 $Q \cdot J \cdot E / 100 \cdot DQOb / 10000 \cdot T_{pm}$
porcentagem de metano capturado - Mc - %	65

massa de metano disponível - Mm - kg/d	5897 Mc/100*MxCH ₄
calor de combustão do metano - Ccm - kJ/kg	50400
fator de segurança (processamento do biogás) - FS - %	85
energia calorífica teórica disponível - Ed - kJ/d	2,5E+08 Ccm*Mm*Fs
fração de biogás para cogeração de energia - Fee - %	85
energia teórica disponível - Etd - kW	2485 Fee/100*Ed/86400
eficiência de geração elétrica - Eee - %	35 motor ciclo Otto
eficiência de energia dos gases de combustão - Egc -	35
perda do sistema - Pee - %	10
potencial de geração - Ep - kW	783 Eee/100*(1-Pee/100)*Etd
energia disponível pelo aproveitamento do calor residual dos gases de combustão dos motores ciclo Otto - Ed - GJ/d	75 Egc/100*Etd*86400/1000000

NOTA: estes potenciais de energia transformada da energia química disponível no efluente bruto serão utilizados para cogeração de energia e suprimento de calor à pasteurização térmica.

relação SSV/SST no UASB - sv/st - %	80
teor médio de SST no volume de processo- Cxt - %	2,5 Cxv/(sv/st/100)
produção diária de SST - Pxt - kg SST/d	11987 Pxv/(sv/st/100)
massa específica do lodo no processo - μ - kg/m ³	1010
teor de SST no sobrenadante - Ste - mg SST/L	110
volume descarte diário de lodo do UASB - Vdl - m ³ /d	99 (Pxt-Q*J*Ste/1000)/(Cxt*10000)
coeficiente de produção de SST observado - Yobs - gSST/gDQObaplicada/d	0,23 Pxt/(Q*J*DQOb/1000)
concentração dos constituintes no efluente dos UASB	
SST' - mg/L	110 (1-Esst/100)*SST
SSV' - mg/L	88 (sv/st)/100*SST'
DQOb' - So' - mg/L	180 (1-Edqo/100)*DQOb
DBO' - mg/L	99 (1-Edqo/100)*DBO
NKT' - mg/L	40 NKT
P' - mg/L	7,5 P
SSVnb' - mg/L	40 45%*SSV'
bombas de alimentação dos UASB	
tipo	centrífuga, horizontal, velocidade variável
quantidade - Nbr	4 4+1 1 p/cada reator
período de operação - PO - h/d	24 J
vazão unitária - Qur - L/s	250 Q/Nbr/3,6
altura manométrica - Hman - mCA	12,00
potência unitária instalada - Pur - cv/bomba	60 Qr1*Hman/75/0,73*folga.=10%

De acordo com esse memorial de cálculo, a previsão da demanda de potência nos reatores UASB seria 178 kW e a de potência consumida, 4.282 kWh.dia.

A continuação do balanço de energia desde a chegada do efluente bruto até a posição de saída dos reatores UASB indicaria a seguinte situação de déficit crescente de potência:

$$= -49 \text{ kW} -70 \text{ kW} -178 \text{ kW} = -297 \text{ kW.}$$

A disponibilidade energética do biogás correspondente à aplicação da parcela de 85% do montante produzido nos reatores UASB (total de 5.897 kg/d) para cogeração em motogeradores de ciclo Otto, com eficiência de transformação de 35%, resultaria em 783 kW ou 1.064 cv.

A energia disponível nos gases de combustão dos motogeradores seria de 75 GJ/d, superior, portanto, à demanda energética requerida de 73 GJ/d para pasteurização térmica, apresentada à página 72.

Vê-se que a fração de 15% do biogás sem limpeza prévia dedicada ao suporte energético do processo de oxidação térmica (incineração) corresponderia a 38 GJ/d de energia disponível ou $(15/100 \cdot 2,5 \cdot 10^8 / 10^6 = 38 \text{ GJ/d})$.

Mais adiante, onde será apresentada a incineração, está demonstrada a autossuficiência energética do processo de incineração dos biossólidos. Portanto, não haveria por que disponibilizar continuamente 15% da produção de energia oferecida pelo biogás produzido, ou 38 GJ/d, para a operação de incineração de biossólidos.

A não utilização desse montante certamente levaria à sobra e a consequente necessidade de queima do biogás. Opção de alternativa inaceitável segundo conceito amplo da política RUEQ, ou outro conceito tão racional quanto.

Para elaborar melhor essa questão, a reserva técnica de 15% de biogás dedicada ao suporte de partida e re-partidas dos incineradores estaria sempre disponível no sistema, mas não necessariamente estocada passivamente.

Assim, motores de combustão externa, tipo Stirling, que prescindiriam de biogás livre de H₂S, siloxanos, mercaptanas, umidade e partículas, seriam instalados para cogeração de energia em paralelo à cogeração dos motores de combustão interna tipo ciclo Otto operados com biogás após limpeza.

A energia de 38 GJ/d, considerando a eficiência de geração elétrica de 25% intrínseca aos motogeradores Stirling, incluindo fator de perda de 10% do PCS para o PCI, produziria potência de 99 kW (ou $38 \cdot 1000000 / 86400 \cdot (1 - 10/100) \cdot 25/100$) e 12 GJ/d (ou $38 \cdot 35/100$) de energia térmica recuperada (35%) como calor residual dos gases de combustão dos motogeradores Stirling.

Os 12 GJ/d seriam então disponibilizados continuamente como reforço aos 75 GJ/d derivados dos motogeradores ciclo Otto, totalizando 87 GJ/d, para atender à demanda de 73 GJ/d referente à pasteurização térmica (folga de 19%).

Se desconsiderado o excedente positivo de 14 GJ/d, o balanço energético desde a chegada do efluente bruto até a saída dos reatores UASB apontaria para o seguinte resultado, em relação à energia elétrica equivalente às geradas nos motores de ciclo Otto e Stirling:

$$= 783 \text{ kW} + 99 \text{ kW} - 297 \text{ kW} = 585 \text{ kW}.$$

Com o aproveitamento energético do biogás, o balanço de energia surgiria neste ponto como superavitário, expondo a importância da adoção da política RUEQ.

Além desse superávit de energia elétrica, 585 kW, seria disponibilizado o montante de 87 (ou 75+12) GJ/d de energia térmica para o processo de desinfecção do efluente secundário filtrado por pasteurização térmica.

A folga de 19% em relação à demanda de 73 GJ/d da pasteurização térmica, seria aplicada na busca de melhoria progressiva da eficiência de redução da concentração de Coliformes Termotolerantes para além das 4 unidades “log” definidas na origem da concepção de todos os fluxogramas.

A elevação possível da temperatura de operação da pasteurização térmica a partir do superávit de 14 GJ/d seria uma possibilidade de melhorar a interação da planta com o meio ambiente, na direção de oferecer um efluente tratado de melhor qualidade microbiológica do que a requerida segundo a legislação ambiental.

- tratamento biológico aeróbio (processo UCT)

5- Tratamento Biológico Aeróbio

vazão corrigida do afluente aos reatores aeróbios - $Q' - m^3/h$	3596 $Q-VdI/J$
modelo	reatores UCT com remoção biológica de N e P remoção total do NOx
idade do lodo de reação aeróbia - IL - d	5,2 diante da presença de tanque de equalização e do propósito de remoção biológica de fósforo
reatores anaeróbios	
quantidade de reatores - Nana	3 1 na cabeceira de cada reator aeróbio
taxa de recirculação dos anóxicos - Rana	2,0
teor de SST - SSTana - mg/L	1719 vide balanço de massas a seguir
tempo de detenção - Tana - h	1,0
volume unitário dos reatores - Vuana - $m^3/reator$	1199 $Tana*Q'/Nana$
dimensões	
lâmina d'água - Hu - m	6,36 $Hu+0,20$ m
largura - W - m	17,86 W
comprimento - L - m	10,55 $Vuana/Hu/W$
borda livre - BI - m	1,04
profundidade total - Ht - m	7,40 $Hu+BI$
misturadores submersos	
quantidade de misturadores - Nm - n	3 3+1 instalados
densidade de potência - dp - W/m^3	3,5
potência unitária - Puanar - $kW/mistu$	1,4 $dp*Vuana/1000/Nm$
nitrificação	
coeficiente de síntese de BOA - $Yn - gSSV/gDQOb$	0,15
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da BOA a 20°C - $\mu_{\max} - gSSV/SSV/d$	0,90
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,072
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da BOA à 22 °C - $\mu_{\max} - gSSV/SSV/d$	1,03 $\mu_{\max}*\theta^{(T-20)}$

coeficiente de decaimento endógeno a 20°C - bn - gSSV/gSSV/d	0,17
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,029
coeficiente de decaimento endógeno a 22°C - bn - gSSV/gSSV/d	0,18 $b \cdot \theta^{(T-20)}$
teor de OD no reator aeróbio - OD - mg/L	2,0
teor de NH4+ no efluente - Snh - mg N/L	0,50
coeficiente de meia-velocidade BOA - Ko - mg/L	0,50
coeficiente de meia-velocidade NH4+ - KNH4 - mg/L	0,50
taxa de crescimento específico BOA a 22°C - µa - gSSV/gSSV/d	0,23 $\mu_{\max} \cdot (S_{nh}/(S_{nh}+K_{nh})) \cdot (OD/(OD+K_o)) - b_n$
idade do lodo mínima para nitrificação - ILn - d	4,3 $1/\mu_a < IL = 5,2 \text{ d}$
fração decimal de NOx do NKT - NOx	0,82
fração mássica de NOx - NOx - mg N/L	33 $NO_x \cdot NKT'$
massa de BOA/BON no sistema - Pxboa - kg SSV	1140 $Q' \cdot J' \cdot Y_n \cdot NO_x / 1000 \cdot IL / (1 + b_n \cdot IL)$
concentração de BOA/BON ativa no sistema - Xvboa - mg/L	50 $P_{xboa} / V_{ae} \cdot 1000$
metabolismo DQOb	
coeficiente de síntese de heterotróficas HE - Yh - gSSV/gDQOb	0,45
coeficiente de decaimento endógeno a 20°C - b - gSSV/gSSV/d	0,12
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,040
coeficiente de decaimento endógeno a 22°C - b - gSSV/gSSV/d	0,13 $b \cdot \theta^{(T-20)}$
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da HE a 20°C - µmáx - gSSV/SSV/d	6,00
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,070
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da HE à 22 °C - µmáx - gSSV/SSV/d	6,87 $\mu_{\max} \cdot \theta^{(T-20)}$
constante de meia-velocidade DQOb - Ks - g/m ³	8,0
DQOb solúvel no efluente final - Se - g/m ³	0,4 $K_s \cdot (1 + b \cdot IL) / ((IL \cdot \mu_{\max} - b) - 1)$
DBO solúvel efluente final - DBOse - mg/L	2,0
SST efluente final - SSTef - mg/L	20
DBO total efluente final - DBOte - mg/L	16 $DBO_{se} + (0,85 \text{ g DBO/g SST}) \cdot (0,80 \text{ g SSV/g SST}) \cdot SST_{ef}$
massa de heterotrófica de DBO no reator aeróbio - Pxh - kg SSV	21656 $Q' \cdot J' \cdot Y_h \cdot (S_o - S_e) / 1000 \cdot IL / (1 + b_h \cdot IL)$
concentração de heterotróficas de DBO ativa no reator aeróbio - Xvh - mg/L	949 $P_{xh} / V_{ae} \cdot 1000$
inventário de sólidos	
fração de resíduo celular - fd - gSSV/gSSV	0,15
massa diária de produção de biossólidos - Pxbio - kg SSV/d	$J' \cdot (Q' \cdot Y_n \cdot (S_o - S_e) / 1000 / (1 + b \cdot IL) + f_d \cdot b \cdot Q' \cdot Y_n \cdot (S_o - S_e) / 1000 \cdot IL / (1 + b \cdot IL) + Q' \cdot Y_n \cdot NO_x / 1000 / (1 + b_n \cdot IL))$ 4805
verificação de NOx NOx' - g/m ³	33 $NKT' - S_{nh} - 0,12 \cdot 1000 \cdot P_{xbio} / Q' / J$
NOTA: o valor de NOx adotado por hipótese, anteriormente, de 31 mg N/L, é igual ao determinado acima para NOx', então a hipótese pode ser considerada como aceita.	
massa diária de produção de SSV - P xv - kg/d	8223 $P_{xbio} + Q' \cdot J' \cdot SSV_{nb} / 1000$
massa diária de produção de SST - P xt - kg/d	10970 $(P_{xbio} / 0,85 + Q' \cdot J' \cdot SSV_{nb} / 1000 + Q' \cdot J' \cdot (SST' - SSV) / 1000)$
relação SSVbio/SST- %	44 $P_{xbio} / P_{xt} \cdot 100$
relação SSV/SST- %	75 $P_{xssv} / P_{xt} \cdot 100$
massa de SSVbio nos reatores - Mxvbio - kg SSVbio	24989 $P_{xbio} \cdot IL$
massa de SSV nos reatores - Mxv - kg SSV	42760 $P_{xv} \cdot IL$
massa de SST nos reatores - Mxt - kg SST	57042 $P_{xt} \cdot IL$
volume diário de lodo descartado - Vxr - m ³ /d	1567 $P_{xt} / (X_r / 10000 \cdot 1000 / 100)$
	µ = 1000 kg/m ³ (lodo descartado a 0,7% em base seca)
reatores aeróbios	
quantidade - N	3
teor de MLSSTA - mg/L	2500
teor de SST na recirculação de lodo - Xr - mg/L	7000
volume total dos reatores aeróbios - Vae - m ³	22817 $P_{xt} / MLSSTA \cdot 1000$
tempo de detenção - Tdh - h	6,3 V_{ae} / Q'

dimensões	
lâmina d'água - Hu - m	5,96
largura - W - m	17,86 L/4
comprimento - L - m	71,45 $(4 \cdot V_{ae}/N/Hu)^{0,5}$
borda livre - BI - m	1,04
profundidade total - Ht - m	7,00 Hu+BI
fator A/M de DBO - Co - kg DBO/kgSSVbio/d	0,34 $Q^*J^*DBO'/1000/Mxvbio$
fator A/M de DQO - Co' - kg DQOb/kgSSVbio/d	0,62 $Q^*J^*DQOb'/1000/Mxvbio$
carga volumétrica de DBO - Cv - kg DBO/d/m ³	0,37 $Q^*J^*DBO'/1000/V_{ae}$
carga volumétrica de DQOb - Cv' - kg DQOb/d/m ³	0,68 $Q^*J^*DQO'/1000/V_{ae}$
taxa de recirculação de lodo - RL	0,56 $MLSSTA/(Xr-MLSSTA)$
concentração de SSVLMbio - Xbio - mg SSVbio/L	1095 $Mxvbio/V_{ae} \cdot 1000$
concentração de SSVLM - Xv - mg SSV/L	1874 $Mxv/V_{ae} \cdot 1000$
requisitos de oxigênio para metabolismo heterotrófico da DQOb e autotrófico da nitrificação	
demanda total de oxigênio em campo - Ro - kg O ₂ /d	21620 $Q^*J^*(DQOb'-Se)/1000-1,42 \cdot P_{xbio}+4,57 \cdot Q^*J^*NOx'/1000$
demanda total de oxigênio em campo - Ro' - kg O ₂ /h	901 Ro/J
reatores anóxicos	
quantidade de reatores - Nnx	3 1 na cabeceira de cada reator aeróbio
teor de SST - SSTana - mg/L	2524 vide balanço de massas a seguir
concentração de biomassa ativa no sistema - Xat - mg SSVat/L	949 $Q^*J^*IL/V_{ae} \cdot (Yh \cdot (So'-Se)/(1+bh \cdot IL))$
teor de NO ₃ - no efluente final - NO _{3-e} - mg N/L	9,0 teor máximo de nitratos e nitritos somados
taxa de recirculação de NO ₃ - - TIR	2,1 $NOx'/NO_{3-e}-1,0-RL$
volume afluente por recirculações aos reatores anóxicos - Qanx - m ³ /d	228390 $Q^*J^*(TIR+RL)$
massa de NO ₃ - afluente aos reatores anóxicos - Mnx - kg N/d	2056 $Qanx \cdot NO_{3-e}$
volume total dos reatores anóxicos - Vnx - m ³	9127 40% de V _{ae} (hipótese)
dimensões	
lâmina d'água - Hu - m	6,16 Hu+0,20 m
largura - W - m	17,86 W
comprimento - L - m	27,65 $Vnx/Nnx/Hu/W$
borda livre - BI - m	1,04
profundidade total - Ht - m	7,20 Hu+BI
misturadores submersos	
quantidade de misturadores - Nmnx - n/tanque	3 3+1 instalados
densidade de potência - dp - W/m ³	3,5
potência unitária - Puanx - kW/misturador	3,5 $dp \cdot Vnx/1000/Nmnx/Nnx$
tempo de detenção - Tdnx - h	2,5 Vnx/Q'
fator A/Mb - kg/kg/d	1,0 $Q^*J^*DBO'/(Vnx \cdot Xat)$
fração de DQOrb - DQOrb/DQOb - %	35
fator b0	0,24
fator b1	0,15
taxa específica de denitrificação a 20° C - TE _{dN} - g NO ₃ -/g Xat/d	0,24 $b_0+b_1 \cdot (\ln(A/Mb))$
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,026
taxa específica de denitrificação a 22° C - TE _{dN} ' - g NO ₃ -/g Xat/d	0,25 $TE_{dN} \cdot \theta^{(T-20)}$
TE _{dN} corrigida devido ao reciclo de TIR - TE _{dN} " - g NO ₃ -/g Xat/d	0,24 $TE_{dN}'-0,029 \cdot \ln(A/Mb)-0,012$
TE _{dN} global - TE _{dNg} - g NO ₃ -/g Xat/d	0,21 $TE_{dN}''' \cdot Xat/Xbio$
potencial de remoção de NO ₃ - PR _{no3} - - kg NO ₃ -/d	2070 $Vnx \cdot TE_{dN}''' \cdot Xat/1000$

NOTA: o potencial de denitrificação dos reatores anóxicos para o tempo de detenção de 2,5 h é suficiente para garantir o teor mínimo de 9,0 mg NO₃-/L no efluente tratado. Valores inferiores a 9,0 mg NO₃-/L no efluente tratado dependem do aumento do volume dos reatores anóxicos, para além de 40% do volume dos reatores aeróbios

abatimento de DQOb nos reatores anóxicos (fictícia recuperação de oxigênio nos reatores anóxicos)
DQOb consumida - ΔDQOb - kg O₂/d 5886 $2,86 \cdot (NOx'-NO_{3-e}) \cdot Q^*J/1000$

NOTA: esse valor de ΔDQOb representa $5.886/21.620 \cdot 100 = 27\%$ da demanda total de oxigênio para metabolismo da DQOb e do NKT do efluente bruto. Será desprezado como compensação e admitido como folga do sistema.

requisitos corrigidos de alcalinidade total com a denitrificação para manter pH ≈ 7,1 no sistema aeróbio

alcalinidade consumida na nitrificação -	
Alcn - mg CaCO ₃ /L	234 7,14*NO _x '
alcalinidade total de tampão - Alctt - mg CaCO ₃ /L	80
alcalinidade total produzida - Alcp - mg CaCO ₃ /L	85 3,57*(NO _x '-NO _{3-e})
alcalinidade adicional - Δalc' - mg CaCO ₃ /L	109 -(Alcb+Alcp-Alcn-Alctt)
demanda equivalente de NaOH - Δalc' - mg NaOH/L	87 Δalc'*0,80 (equivalente-massa NaOH/CaCO ₃)

NOTA: esse valor de Δalc' adicional representa $109/234/*100 = 47\%$ da demanda de alcalinizante exigida p/ nitrificação de 82% do NKT do afluente ao tratamento biológico e manter tamponado o reator aeróbio em torno do pH 7,1. Por isso, o resultado indica necessidade de dosagem de NaOH a montante dos reatores aeróbios.

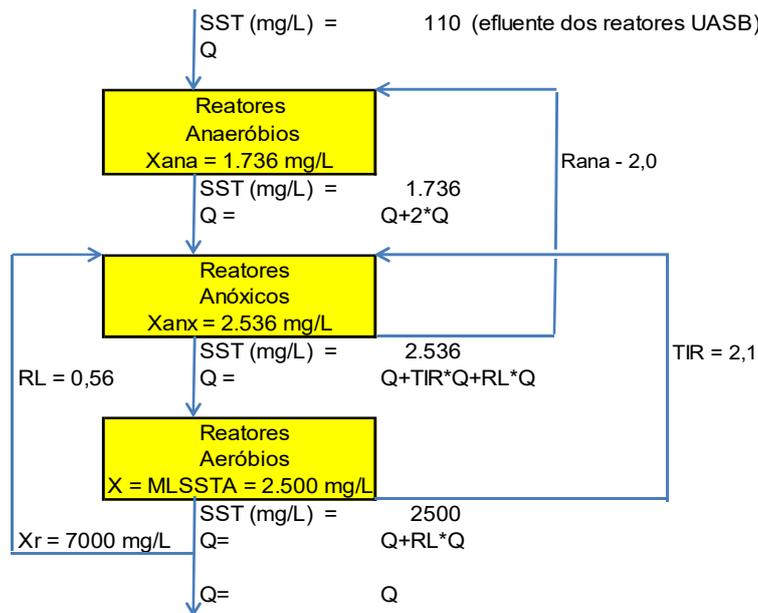
sistema de aeração dos reatores aeróbios

transferência de oxigênio	difusores de bolha fina, tipo membrana, distribuídos: 45% no terço de montante, 35% no trecho médio e 20% no terço de jusante
cota do nível do mar - za - m	0
cota da ETE - zb - m	0
eficiência de transferência de OD - Et	0,35 35% para 5,96 m de coluna
taxa relativa de transferência de OD em água limpa - α	0,65
saturação relativa de transferência de OD para água limpa - β	0,95
pressão atmosférica ao nível do mar - Pa - N/m ²	10,33 igual a mCA
pressão atmosférica ao nível do mar - Pa' - kPa	101,325 igual a mCA
pressão atmosférica na altitude da ETE - Pb - N/m ²	10,33 Pa
pressão atmosférica na altitude da ETE - Pb' - kPa	101,325 Pa*(Pb/Pa)
profundidade dos difusores - Df - m	5,46 Hu-0,50 m
fator de correção da profundidade - de	0,40
peso molecular do ar - M - kg/kg/mol	28,97
constante universal dos gases - R - kg/m ² /s ²	8314
temperatura do esgoto - K - °K	295,15 T+273,15
fator de despósito no difusor - F	0,90
concentração de saturação de OD ao nível do mar e temperatura de operação do ar (35°C) - Cst - mg/L	6,95
concentração de saturação de OD ao nível do mar, 20°C - Cs20 - mg/L	9,09
concentração de saturação de OD ao nível do mar para aeração por ar difuso - C'st - mg/L	11,01 Cs20*(1+de*Df/Pa) > Cst
correção da concentração de OD para a altitude - Pb/Pa	1,00 exp*(-g*M*(Za-Zb)/(R*T))
taxa de transferência de OD no local sob condição padrão - TTOP - kg/h	2696 Ro'/α/F*(C'st/(β*Cst/Cs20*(Pb/Pa)*C'st-OD)*1,024*(20-T))
massa específica do ar à temperatura Tx - μar - kg/m ³	1,146 Pb*M/(R*(273,15+Tx))*1000
porcentagem mássica de O ₂ - PO ₂ - %	23,18
taxa específica de O ₂ no ar na condição padrão local - MO ₂ - kg O ₂ /m ³ de ar	0,266 PO ₂ /100* μar
vazão média total de ar sob condição padrão local - Qar - m ³ /min	483 TTOP/Et/60/MO ₂
vazão máxima total de ar sob condição padrão local - Qarx - m ³ /min	532 Qar*folga,=10%
vazão média de ar sob condição padrão local por reator - Qaru - m ³ /min/reator	161 Qar/N
vazão máxima de ar sob condição padrão local por reator - Qarux - m ³ /min/reator	177 Qaru*folga,=10%
vazão média de ar sob condição padrão local para o terço de montante dos reatores - Qar1/3 - m ³ /min	73 Qaru*45%
vazão máxima de ar sob condição padrão local para o terço de montante dos reatores - Qar1/3x - m ³ /min	80 Qar1/3*folga,=10%
vazão média de ar sob condição padrão local para o terço médio dos reatores - Qar2/3 - m ³ /min	56 Qaru*35%
vazão máxima de ar sob condição padrão local para o terço médio dos reatores - Qar2/3x - m ³ /min	62 Qar2/3*folga,=10%
vazão média de ar sob condição padrão local para o terço de jusante dos reatores - Qar3/3 - m ³ /min	32 Qaru*20%
vazão máxima de ar sob condição padrão local para o terço de jusante dos reatores - Qar3/3x - m ³ /min	35 Qa3/3*folga,=10%

perda de carga no circuito de ar - Hcar - m	2,00 inclusive difusores
perda de carga total - Htar - mCA	7,5 Df+Hcar
sopradores	
tipo	velocidade variável, com cabine acústica
quantidade - Nsop	3 3+1 1 soprador por reator
eficiência do soprador - Esop - %	70
vazão média mássica total de ar sob condição padrão local -	
W - kg/s	9,2 Qar*µar/60
vazão máxima mássica total de ar sob condição padrão local -	
Wx - kg/s	10,2 W*folga,=10%
vazão média mássica unitária de ar sob condição padrão local -	
Wu - kg/s/soprador	3,1 W/Nsop
vazão máxima mássica unitária de ar sob condição padrão local -	
Wux - kg/s/soprador	3,4 Wu*folga,=10%
vazão média unitária de ar sob condição padrão local -	
Qusop - m³/min/soprador	54 Qaru/Nsop
vazão máxima unitária de ar sob condição padrão local -	
Qusopx - m³/min/soprador	59 Qusop*folga,=10%
pressão absoluta de descarga - Pabsd - atm	1,72 (Pb+Htar)/Pb
potência méd. unit. instal. - Pusop - kW/soprador	223 Wu/8,41*R/1000*(273,15+Tx)/(Esop/100)*(((Pb+Htar)/Pb)^0,283-1)*folga,= 0%
potência máx. unit. instal. - Pusopx - kW/soprador	282 Wux/8,41*R/1000*(273,15+Tx)/(Esop/100)*(((Pb+Htar)/Pb)^0,283-1)*FS

NOTA: desprezando os 26% de DQOb que serão removidos na denitrificação, essa potência inclui ainda 27% de folga em relação à demanda de O2, Ro = 23.806 kg O2/d.

teores de SST ao longo dos reatores do tratamento biológico (desprezadas as produções internas nos reatores anóxicos)



balanço de massas em torno dos reatores anóxicos
 $(Q+Rana*Q)*Xana+RL*Q*Xr+TIR*Q*X = Rana*Q*Xanx+(Q+RL*Q+TIR*Q)*Xanx$
 $3Xana+9170 = 5,66*Xanx$

balanço de massas em torno dos reatores anaeróbios
 $SST*Q+Rana*Q*Xanx = (Q+Rana*Q)*Xana$
 $Xana = (110+2,0*Xanx)/3$

Então:

Xanx = 2.536 mg/L e Xana = 1.736 mg/L

bombas de recirculação do processo biológico com descarga na entrada dos reatores anóxicos
 recirculação de lodo (extração de lodo contínua dos decantadores secundários)

tipo	centrifuga, horizontal, velocidade variável
quantidade - Nbrl	1 1+1
período de operação - PO - h/d	24 J

concentração de SST - Cri - %	0,7 Xr/10000
vazão total de recirculação - Qrl - L/s	555 RL*Q'/3,6
altura manométrica - Hman - mCA	5,00
potência unitária instalada - Purl - cv/bomba	60 Qrl*Hman/75/0,68*folga,=10%
recirculação interna de NO ₃ - (extração de ML contínua dos reatores aeróbios, extremidade de jusante)	
tipo	axial, velocidade variável
quantidade - Nbrl	3 3+1
período de operação - PO - h/d	24 J
concentração de SST - Cri - %	0,25 MLSS/10000
vazão total de recirculação - Qri - L/s	2088 TIR*Q'/3,6
vazão unitária de recirculação - Quri - L/s/bomba	696 Qri/Nbrl
altura manométrica - Hman - mCA	1,00
potência unitária instalada - Puri - cv/bomba	20 Quri*Hman/75/0,6*folga,=27%
descarte de excesso de lodo biológico	
tipo	centrífuga, horizontal, velocidade variável
quantidade - Nbrl	3 3+1
período de operação - PO - h/d	24 J
concentração de SST - Cex - %	0,7 Xr/10000
vazão unitária de descarte de lodo - Qex - L/s/bomba	6,0 Vxr/Nbrl/86,4
altura manométrica - Hman - mCA	7,50
potência unitária instalada - Puex - cv/bomba	1,5 Qex*Hman/75/0,6*folga,=50%
bombas de recirculação do processo biológico com descarga na entrada dos reatores anaeróbios	
recirculação de PO ₄ - (extração de sobrenadante contínua dos reatores anóxicos e descarga nos anaeróbios)	
tipo	axial, velocidade variável
quantidade - Nbrl	3 3+1
período de operação - PO - h/d	24 J
concentração de SST - Cri - mg/L	2524
vazão total de recirculação - Qri - L/s	1998 Rana*Q'/3,6
vazão unitária de recirculação - Quri - L/s/bomba	666 Qri/Nbrl
altura manométrica - Hman - mCA	1,00
potência unitária instalada - Puri - cv/bomba	15 Quri*Hman/75/0,65*folga,=10%

A demanda de potência no tratamento biológico anaeróbio-anóxico-aeróbio, incluindo até as bombas de recirculação e de descarte de lodo, seria 1.014 kW e a potência consumida (considerando a potência média dos sopradores), 20.092 kWh.dia.

Atualizando o balanço energético desde o tratamento preliminar até a extremidade de jusante dos reatores aeróbios, o déficit de potência passaria a:

$$= 783 \text{ kW} + 99 \text{ kW} - 297 \text{ kW} - 1.014 \text{ kW} = -429 \text{ kW}.$$

Esse montante negativo do balanço energético, ainda parcial, reflete a influência do principal núcleo de consumo de energia da planta: o processo de tratamento biológico aeróbio.

A idade do lodo no processo biológico aeróbio de 5,2 d seria definida com valor de 20% acima do da idade do lodo mínima determinada para nitrificação ao nível de produção de teor de NH₄⁺ de 0,50 mg N/L no efluente tratado.

Isto assim, concebido com folga relativamente reduzida, seria possível tão somente pela presença do tanque de equalização previsto para montante do tratamento biológico de fase líquida, que equalizaria tanto a vazão de efluente bruto como homogeneizaria o teor dos constituintes do efluente bruto, o N, um deles.

- decantação secundária

6- Decantação Secundária

tipo	circulares com raspadores mecânicos diametrais de lodo e escuma
quantidade - Nds	4 4+0
taxa de aplicação superficial máxima - Sds - m ³ /m ² /d	25,0
área unitária requerida - Auds - m ² /ds	863 Q*J/Sds/Nds
taxa de aplicação de sólidos - Mds - m ³ /m ² /d	63 MLSSA/1000*Q*J/Nds/Auds < 144 kg/m ² /d
dimensões	
diâmetro - Dds - m	33,15 (Auds*4/π) ^{0,5}
profundidade lateral - Hl - m	4,00
profundidade central - Hc - m	4,95
profundidade lateral total - Hlt - m	4,50 Hl+0,50 m
teor de SST no efluente - SSTds - mg/L	20 Sstef

A quantidade de unidades DS necessária neste caso seria exatamente a metade da referente ao fluxograma 1 PTE Básica, incluindo-se um fator de segurança de somente 12%, possível diante da presença do tanque de equalização e da substituição da remoção química de P pela biológica.

A demanda de potência na DS seria 2,0 kW e a potência consumida, 48 kWh.dia.

Atualizando então o balanço energético até as unidades DS, o déficit de potência passaria a:

$$= 783 \text{ kW} + 99 \text{ kW} - 297 \text{ kW} - 1.014 \text{ kW} - 2 \text{ kW} = -431 \text{ kW}.$$

- filtração rápida do efluente secundário

7- Filtração Rápida, por Gravidade e de Fluxo Ascendente

tipo	lavagem contínua por air lift e taxa de filtração constante
meio filtrante	areia
quantidade - Nf	15
velocidade média de filtração - Vfm - m/d	200
velocidade máxima de filtração - Vfx - m/d	214 20%, 1 filtro lavando e 9 operando
diâmetro dos filtros - Df - m	6,05 $((Q*J*4/\pi)/(Nf*Vfm))^0,5$
área unitária filtrante - Auf - m ² /filtro	28,77 $\pi/4(Df^2)$
vazão unitária máxima - Qux - L/s/f	71,3 $Vfx*Auf/86,4$

vazão unitária média - Q _{um} - L/s/f	66,6 V _{fm} *Auf/86,5
vazão de lavagem - Q _l - L/s/filtro	5,0
teor de SST no efluente filtrado - SST _f - mg/L	4,0
turbidez no efluente filtrado - T _f - NTU	2,0
elevatória de carga para filtração final	
tipo	centrífuga, horizontal, velocidade variável
quantidade - N _{bcf}	3 3+1
vazão total - Q _{cf} - L/s	999 Q'/3,6
vazão unitária - Q _{ucf} - L/s/bomba	333 Q _{cf} /N _{bcf}
altura manométrica - H _{man} - mCA	8,00
potência unitária instalada - P _{ucf} - cv/bomba	50 Q _{ucf} *H _{man} /75/0,78*folga,=10%
sistema de <i>air lift</i> para lavagem contínua	
quantidade - N _{al}	15 N _f
potência unitária - P _{ual} - cv/conjunto	2,5
potência total - P _{al} - cv	37,5 N _{al} *P _{ual}

A demanda de potência na operação de filtração rápida do efluente secundário seria 139 kW e a potência consumida, 3.335 kWh.dia.

No balanço energético desde o tratamento preliminar até as unidades de filtração do efluente secundário, o déficit de potência passaria a:

$$= 783 \text{ kW} + 99 \text{ kW} - 297 \text{ kW} - 1.014 \text{ kW} - 2 \text{ kW} - 139 \text{ kW} = -570 \text{ kW}.$$

O processo de desinfecção por pasteurização térmica não requereria energia elétrica, como já visto antes, utilizaria a energia térmica disponibilizada pelo sistema de cogeração de energia.

Então em relação ao tratamento total de fase líquida (unidades envolvidas desde o tratamento preliminar até as unidades de filtração do efluente secundário, incluindo os extremos), o montante da potência requerida seria de 1.452 kW, sendo que todos os equipamentos envolvidos operariam sob regime contínuo de 24 h/d, para o que estaria representada a energia consumida de 30.592 kWh.dia.

- tratamento de fase sólida

O tratamento de fase sólida iniciaria com o sistema de hidrólise e fermentação de parcela de 7% a 10% do fluxo de lodo descartado (ELA) do processo biológico aeróbio, para produção autóctone de AGV, concebido para fornecimento contínuo de DQO_{rb} aos reatores anaeróbios e anóxicos de remoções de N e P.

A opção pelo processo de oxidação térmica (incineração) dos biossólidos se basearia na hipótese de ter a independência plena sobre a gestão dos resíduos sólidos produzidos na planta em comparação à configuração com disposição

final em aterro sanitário e/ou à comercialização como fertilizante (biossólidos Classe A).

Os biossólidos descartados dos reatores UASB e das unidades DS seriam reunidos e desaguados para seguirem à oxidação térmica (incineração).

Em relação aos termos de enquadramento de qualidade física, ou química ou microbiológica para incineração, os biossólidos descartados do processo passariam à desconsideração total da necessidade de qualquer pré-condicionamento que não fosse o desaguamento.

Quanto maior a quantidade mássica de sólidos voláteis contida nos lodos, maior o potencial de autossuficiência energética do processo de oxidação térmica.

Sob esse ponto de vista, os biossólidos descartados dos DS do LA seriam mais produtivos do que os dos reatores UASB, pelo fato destes últimos serem contextualmente estabilizados, isto é, detém menor teor de SV – e ambos, por sua vez, muito menos produtivos do que o lodo bruto caso existissem decantadores primários.

Os valores gerais de poder calorífico superior (PCS) dos sólidos, segundo MetCalf&Eddy-AECOM ((1), p. 1604), realçam o significado dessa diferença, pois que, aproximadamente, seria como comparar, 12.000 kJ/kg ST com 21.000 kJ/kg ST.

- lodo primário bruto: 25.000 kJ/kg de ST (sólidos totais)
- lodo primário digerido (anaerobiamente): 12.000 kJ/kg ST
- lodo biológico: 21.000 kJ/kg ST
- lodo biológico digerido (anaerobiamente): 10.000 kJ/kg ST.

O processo de oxidação térmica de desempenho mais consolidado para aplicação a lodos e biossólidos de plantas de tratamento de efluentes, operaria com RNFT concentrado na faixa de 30% a 35% em base seca, temperatura interna de 900 a 1200 °C e produziria cinzas e gases.

Lodos e biossólidos com teor de RTNF de 12 a 20% em base seca poderiam ser secados de modo complementar em sistemas de eletrodesaguamento até a faixa de 20 a 50%, segundo ((1), p.1587).

Valores superiores a 35% não são apropriados à incineração porque o processo de combustão elevaria a temperatura interna excessivamente (que deve se manter entre 900 e 1200 °C) e assim arriscaria aumentar a parcela de NO_x nos gases de combustão - embora do incinerador faça parte também um

necessário sistema de tratamento de gases de combustão antes da emissão atmosférica.

Não há disponibilidade no mercado de variados tipos de incineradores aplicados a lodos e biossólidos. Dentre os existentes que se consolidaram, os 2 mais próprios seriam o de câmaras múltiplas e o de leito fluidizado.

O segundo tipo seria considerado mais ajustado à realidade operacional das plantas de efluente, dentre outros fatores por resultar em menos perda interna de calor, portanto dispor de maior potencial de alcance da autossuficiência energética.

Parte do calor residual dos gases de combustão seria utilizada para pré-aquecimento dos resíduos de entrada nos incineradores e do ar para combustão e a parte excedente, em um 3º sistema de cogeração de energia, como fonte de energia térmica para caldeiras de vapor supridoras de turbinas a vapor.

As cinzas da incineração, a depender do tipo de equipamento onde seriam produzidas, numa fração aproximada de 25% em massa referida à carga de resíduos de entrada nos incineradores, seriam desaguadas para disposição como resíduo industrial – ou comercializadas como matéria-prima para extração de fósforo.

Ambientalmente, a oxidação térmica de lodos e biossólidos, com produção de cinzas e gases de qualidade controlada, poderia ser solução mais positiva do que a transferência de torta de lodo para aterros sanitários ou recuperação de áreas degradadas ou fertilização controlada de culturas agrícolas.

Isso porque nesses casos a matéria orgânica remanescente nos sólidos voláteis depositados nos aterros e nos solos continuaria sua decomposição anaeróbia produzindo CH_4 , que, em relação ao CO_2 , seria 21 vezes mais nocivo em relação ao efeito estufa.

Aos incineradores, caso sejam autossuficientes energeticamente, seria admitido que 15% da disponibilidade de biogás produzido nos reatores UASB estaria à disposição para completar a demanda de energia requerida nas situações de partida ou em de emergências e em re-partidas.

Em relação à cogeração de energia, segundo MetCalf&Eddy-AECOM ((1), p. 1824), poderiam ser esperadas eficiências totais (energia química do biogás em nível primário e térmica dos gases de combustão em nível secundário) de sistemas em que os subsistemas primários de geração de energia fossem os seguintes:

- motor/gerador de combustão interna (ciclo Otto): 70%
- turbina a gás ou a vapor (ciclo simples ou combinado): 70%

- microturbina a gás: 70%
- motor/gerador Stirling (combustão externa): 70%
- células de combustível: 75%
- motor com ciclo Rankine orgânico (aproveitamento em níveis secundário e terciário): 15% para fontes de calor residual de baixa qualidade, de até 67°C.

Os bio-sólidos alimentadores dos incineradores seriam aqueles originados na reunião dos descartes de lodo dos DS e dos reatores UASB.

Teriam de ser desaguados até o nível de teor de RNFT de 32% em massa para garantia do desempenho esperado dos incineradores para combustão completa e minimização da produção de gases NO_x.

Reunidos em tanques de lodos a desaguar, a partir de fluxo regularizado para jornada de 24 h/d e com teor equalizado de SST da ordem de 1,3% em base seca, os bio-sólidos seriam desaguados mecânica e continuamente em 2 estágios intercalados por silos verticais de armazenamento de torta de lodo.

No 1º estágio, o desaguamento mecânico, com utilização de polímero catiônico, elevaria o teor de RNFT dos bio-sólidos de 1,5% em massa para 17%. No 2º estágio, sem aplicação de polímero, de 17% para 32%.

O 1º estágio se referiria à utilização de extrusoras com aplicação de polímero na faixa de dosagem de 10 g/kg RNFT e o 2º, à utilização de eletrodesaguadores, sem consumo de polímero, com capacidade de alcançar teor de RNFT de 32% em massa na torta de lodo final.

Os eletrodesaguadores poderiam operar sem aplicação de polímero para torta de lodo na alimentação com teor de RNFT na faixa de 12 a 20% em massa, para produção de torta de lodo com teor de RNFT de 25 a 50%.

Silos entre os estágios de desaguamento e os incineradores seriam instalados para garantir a funcionalidade e a operacionalidade contínua independente entre os sistemas de desaguamento mecânico e o processo de incineração.

Após a função completa, os bio-sólidos desaguados alcançariam os incineradores. Todas as unidades de processo alinhadas nesse percurso de manejo de sólidos seriam confinadas e protegidas por sistemas de exaustão de gases odorosos e COV, cuja descarga seria nos incineradores, como ar de combustão.

- reator de hidrólise e fermentação do ELA

8- Reator de Hidrólise e Fermentação do ELA para Produção de AGV como Reforço de DQOrb nos reatores Anaeróbios (Remoção de Pt) e Anóxicos (Remoção de N)

reator pré-anóxico	
quantidade - Nx	1 1+0
tipo	reator fechado, com controle de odor, seguido de reator anaeróbio, adensador gravitacional e elevatória de recirculação
fluxo afluente	
volume - Vela' - m ³ /d	4794 10%*Q**S*RL
sólidos totais - Xtela' - kg SST/d	33561 Vela'Xr/1000
sólidos voláteis - Xvela' - kg SSV/d	25158 Xtela'*(SSV/SST)
tempo de detenção - Tdr - h	0,5
volume unitário - Vur - m ³ /reator	99,9 Vela'/24*Tdr/Nr
dimensões	
lâmina d'água máxima - Hux - m	2,50
comprimento - L - m	8,94 2*W
largura - W - m	4,47 (Vur/Hux/2) ^{0,5}
lâmina d'água morta - Hm - m	1,00 p/ submersão de misturadores submersos
borda livre - Bl - m	0,00 sem atmosfera interna
profundidade total - Ht - m	3,50 Hm+Hux+Bl
misturadores submersos	
quantidade de misturadores - Nm - n/tanque	1 1+1 instalados
densidade de potência - dp - W/m ³	5
potência total - Pmr - kW	0,7 dp*Vur*(Hux+Hm)/Hux/1000
potência unitária - Pmr - kW/misturador	0,7 Pmr/Nm/Nnx
reatores anaeróbios	
quantidade - Nr	2 2+0
tipo	reator fechado, com controle de odor, seguido de adensador gravitacional e elevatória de recirculação
volume afluente - Vela' - m ³ /d	
massa de SST - Mat - kg SST/d	4794 Vela'
massa de SSV - Mav - kg SSV/d	33561 Xtela'
tempo de detenção - Tdr - h	25158 Xvela'
volume unitário - Vur - m ³ /reator	40
dimensões	
lâmina d'água máxima - Hux - m	3995 Vela'/24*Tdr/Nr
comprimento - L - m	3,50
largura - W - m	47,78 2*W
lâmina d'água morta - Hm - m	23,89 (Vur/Hux/2) ^{0,5}
borda livre - Bl - m	1,00 p/ submersão de misturadores submersos
profundidade total - Ht - m	0,00 sem atmosfera interna
misturadores submersos	
quantidade de misturadores - Nm - n/tanque	4 4+1 instalados
densidade de potência - dp - W/m ³	10,0
potência total - Pmr - kW	51 dp*Vur*(Hux+Hm)/Hux/1000
potência unitária - Pmr - kW/misturador	13 Pmr/Nm/Nnx
adensadores gravitacionais	
quantidade - Nag	2 2+0
tipo	circular, raspador de fundo com hastes sem polímero
condicionamento	
captura de sólidos - Css - %	87,5
carga mássica aplicada - CMag - kg SST/m ² /d	60 ≤ 120 kg/m ² /d
área unitária requerida - Auag - m ² /adensador	280 Mat/CMag/Nag
diâmetro - Dag - m	18,87 (Auag*4/π) ^{0,5}
lâmina lateral - Hul - m	3,00
lâmina central - Huc - m	3,79 Hul+Dag/2*(1/12)
borda livre - bl - m	0,50
profundidade lateral total - Ptl - m	3,50 Hul+bl
demanda de polímero catiônico - Pol - %	0,50 em relação à massa de SST
lodo adensado	
massa de SST adensada - Agt - kg SST/d	29366 Css/100*Mat
massa de SSV adensada - Agv - kg SSV/d	22013 Css/100*Mav
concentração SS no adensado - Cssag - %	2,5
massa específica do adensado - μag - kg/m ³	1015

volume de lodo adensado - Vela' - m ³ /d	1157 Agt/(Cssag/100*μag)
sobrenadante	
massa de SST - Sbg _t - kg SST/d	4195 (1-Css/100)*Mat
massa de SSV - Sbg _v - kg SSV/d	3145 (1-Css/100)*Mav
volume de água no lodo - Val - m ³ /d	1145 Agt*(1-Cssag/100*μag)/(Cssag/100*μag)/1000
volume de sobrenadante - Vsb - m ³ /d	3649 Vela'-Val
massa específica sobrenadante - μsb - kg/m ³	1003
concentração SS sobrenadante - C _{sssb} - %	0,11 Sbg _t *100/ μsb/Vsb
recirculação de lodo (extração de lodo contínua dos adensadores gravitacionais retornando para seu afluente)	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - Jld - h	24 J
concentração SS no adensado - C _{ssag} - %	2,5 C _{ssag}
quantidade - Nb	1 1+1
vazão - Qld - m ³ /h/bomba	80 40%*Vela'/Jld/Nb
pressão manométrica de decarga - Pld - mCA	15
potência instalada - Prli -kW/cj	6,4
bombas de transferência de lodo hidrolisado/fermentado para o tanque de lodos a digerir	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - J - h	24
concentração do lodo - C _{ss} - %	2,5 C _{ssag}
quantidade - Nb	2 2+1
vazão - Q - m ³ /h/bomba	24 Vela'/24/Nb
pressão manométrica de decarga - P - mCA	15
potência instalada - Prli -kW/cj	2,6

O sistema de hidrólise e fermentação da parcela do ELA de 7% até 10% do fluxo de lodo descartado eliminaria a necessidade de adição de fonte externa de carbono orgânico, como metanol ou etanol.

Seria capaz de produzir, a partir da DQO_{rb} (60 mg/L) gerada na hidrólise e fermentação do ELA, quantidade suficiente de AGV (42 mg/L) para atender as demandas de substrato solúvel rapidamente biodegradável nos reatores anaeróbico e anóxico, de acordo com o diagrama reproduzido à p. 70.

O lodo adensado a 2,5% em massa seria transferido para o tanque de lodos a desaguar e o sobrenadante, rico em AGV, retornaria para a fase líquida para se juntar ao efluente dos reatores UASB.

A demanda de potência seria 116 kW e a potência consumida, 2.785 kWh.dia.

Iniciando o balanço energético da fase sólida, o déficit de potência começaria com:

$$= -116 \text{ kW.}$$

- tanque de lodos a desaguar

9- Tanques de Lodos a Desaguar

tipo	concreto
instalação	fechado, descarga livre de gases para atmosfera
regime de operação	contínuo, 24 h/d
quantidade de tanques - Nt	2 2+0
tempo médio de armazenamento - Ta - h	6,0
características dos lodos a desaguar	
volume - Vtd - m ³ /d	1666 Vdl+Vxr
massa de SST - Mtd - kg SST/d	22957 Pxt+Pxt
massa de SSV - Mvd - kg SSV/d	17813 P _{xv} +P _{xv}
relação SSV/SST - sv/st - %	78 Mtd/Mvd*100
concentração SS - Cssl - %	1,4 Mtd/Vtd*100/μd
massa específica - μd - kg/m ³	1010 μ
volume útil de cada tanque - Vu - m ³ /tanque	208 Vtd/J*Ta/Nt
dimensões	
largura - W - m	6,00
comprimento - L - m	12,00 2*W
profundidade total - Ht - m	4,79 inclui lastro de submersão (0,90 m) dos misturadores submersos
borda livre - bl - m	1,00
profundidade útil máxima - Hu - m	2,89 Vu/L/W
misturadores submersos	
quantidade em cada tanque - N/tanque	1 1+1 instalados
densidade de potência - dp -W/m ³	25
potência unitária requerida - Pu - kW/cj	6,8 Vu*dp/1000*(Hu+0,90)/Hu
bombas de alimentação das extrusoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - Jld - h	1 bomba por extrusora 24 J
concentração do lodo - Cssl - %	1,4 Cssl
quantidade - Nb	3 3+1 1 p/ cada extrusora
vazão - Qld - m ³ /h/bomba	23,1 Vtd/Jld/Nb
pressão manométrica de descarga - Pld - mCA	20
potência instalada - Prli -kW/cj	3,3

A demanda de potência desta unidade seria 24 kW e a potência consumida, 565 kWh.dia.

O balanço energético de tratamento de fase sólida seguiria com déficit de potência de:

$$= -116 \text{ kW} - 24 \text{ kW} = -140 \text{ kW}.$$

- desaguamento mecânico de lodos de 1º estágio

10- Desaguamento de 1º Estágio de Lodos

tipo	extrusoras (tambores rotativos)
jornada de produção - JP - h/d	24 J
quantidade de extrusoras - Next	3 3+1
sólidos a desaguar	
massa de SST a desaguar - Mx' - kg SST/d	22957 Mtd

relação SSV/SST - sv/st - %	78 sv/st
teor de SST no lodo a desaguar - Xr' - %	1,4 Cssl d
capacidade mássica unitária das extrusoras - Zext - kg SST/h/máquina	319 Mx'/J/Next
capacidade volumétrica unitária das extrusoras - Wext - m³/h/máquina	23 Qld
captura de sólidos - Cs - %	93
demanda de polímero catiônico - Pol - %	1,00 em relação à massa de SST
massa seca diária de 1º lodo desaguado - DGx1 - kg SST/d	21350 Cs/100*Mx'
teor de RNFT no 1º lodo desaguado - Xext - %	17
massa específica da 1ª torta de lodo - $\mu t1$ - kg/m³	1080
volume diário da 1ª torta de lodo - Vt11 - m³/d	116 DGx1/(Xext/100* $\mu t1$)
massa diária da 1ª torta de lodo a 17% - Tx1 - t/d	126 Vt11* $\mu t1$ /1000
massa diária de RNFT na 1ª torta de lodo - Mx1 - t/d	21,3 Xext/100*Tx1
volume d'água na 1ª torta de lodo - Vat11 - m³/d	104 DGx1*(1-Xext/100)* $\mu t1$ /(Xext/100* $\mu t1$)/1001
volume de centrado - Vcen1 - m³/d	1562 Vt1d-Vat11
vazão média de reciclagem - Qrecic - L/s	18,1 Vcen1/86,4
potência específica requerida - lper - kWh/m³	0,0100 adaptado Burton, 1996
potência total requerida - Ptr - kW	36 lper*Q
bombas de alimentação dos silos	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - Jld - h	24 J
concentração do lodo - Cssl d - %	17 Xext
quantidade - Nb	1 1+1
vazão - Qld - m³/h/bomba	4,8 Vt11/Jld/Nb
pressão manométrica de descarga - Pld - mCA	40
potência instalada - Prli - kW/cj	0,9

NOTA: a torta de lodo produzida a 17% bs será transferida para 3 silos verticais, através de correias transportadoras horizontais e bombas de massa verticais.

A demanda de potência no desaguamento de 1º estágio seria 37 kW e a potência consumida, 884 kWh.dia.

O balanço energético de tratamento de fase sólida até o desaguamento de 1º estágio seguiria com déficit de potência de:

$$= -116 \text{ kW} -24 \text{ kW} -37 \text{ kW} = -174 \text{ kW}.$$

- silos de 1º estágio de desaguamento de lodos

11- Silos do 1º Estágio de Desaguamento

tipo	metálico, elevado, fuste a 4,5 m de altura
quantidade - Ns	3 3+0
volume útil unitário - Vus1 - m³/silo	39 Vt11/Ns
tempo de armazenamento - Ts1 - d/silo	0,33 Vust/Vt11
dimensões da parte superior (cilíndrica)	
diâmetro - Ds1 - m	2,80
altura útil - Hu - m	5,35
borda livre - bl - m	1,00
volume útil - m³/silo	33 Ds1 ² * π /4*Hu

tronco-cone inferior		
diâmetro inferior - Di - m		0,60
altura - Hi - m		3,03
volume - Vi - m ³		$8 \text{ Hi}/3 \cdot \pi/4 \cdot (\text{Di}^2 + \text{Ds}^2 + (\text{Di}^2 \cdot \text{Ds}^2)^{0,5})$
ângulo - A - ° horizontal		$70,0 \arctg (H/(\text{Ds} - \text{Di})/2)$
bombas de alimentação dos eletrodesaguadores		
tipo		cavidade progressiva, velocidade variável, 1 bomba por eletrodesaguador
período de operação - Jld - h		24 J
concentração do lodo - Cssl - %		17 Cssl
quantidade - Nb		1 1+1
vazão - Qld - m ³ /h/bomba		$4,8 \text{ Vtl}1/\text{Jld}/\text{Nb}$
pressão manométrica de descarga - Plid - mCA		40
potencia instalada - Prli - kW/cj		0,9 0,85

A demanda de potência da silagem de 1º estágio seria 1 kW e a potência consumida, 20 kWh.dia.

O balanço energético de tratamento de fase sólida até os silos de 1º estágio seguiria com déficit de potência de:

$$= -116 \text{ kW} -24 \text{ kW} -37 \text{ kW} -1 \text{ kW} = -175 \text{ kW}.$$

- desaguamento mecânico de lodos de 2º estágio

12- Desaguamento de 2º Estágio de Torta de Lodo a 17% em Base Seca

tipo		eletrodesaguadores
jornada de produção - JP - h/d		24 J
quantidade de eletrodesaguadores - Ned		1 1+1
sólidos a desaguar		
massa de SST - Mx1 - kg SST/d		$21350 \text{ Mx}1 \cdot 1000$
relação SSV/SST - sv/st - %		78 sv/st
teor de SST no lodo a desaguar - Xr' - %		$17,0 \text{ Cssl}$
capacidade mássica unitária dos eletrodesaguadores - Zed - kg SST/h/máquina		$890 \text{ Mx}1/\text{J}/\text{Ned}$
capacidade volumétrica unitária dos elerodesaguadores - Wed - m ³ /h/máquina		$4,8 \text{ Qld}$
captura de sólidos - Cs - %		95
massa seca diária de 2º lodo desaguado - DGx2 - kg SST/d		$20282 \text{ Cs}/100 \cdot \text{Mx}1$
teor de RNFT no 2º lodo desaguado - Xed - %		32
massa específica da 2ª torta de lodo - $\mu\text{tl}2$ - kg/m ³		1100
volume diário da 2ª torta de lodo - Vtl2 - m ³ /d		$58 \text{ DGx}2/(\text{Xed}/100 \cdot \mu\text{tl}2)$
massa diária de torta de lodo a 32% - Tx2 - t/d		$63 \text{ Vtl}2 \cdot \mu\text{tl}2/1000$
massa diária de RNFT na 2ª torta de lodo - Mx2 - t/d		$20,3 \text{ Xed}/100 \cdot \text{Tx}2$
volume d'agua na 2ª torta de lodo - Vatl2 - m ³ /d		$43 \text{ DGx}2 \cdot (1 - \text{Xed}/100) \cdot \mu\text{tl}2/(\text{Xed}/100 \cdot \mu\text{tl}2)/1001$

volume de centrado - Vcen2 - m³/d	73 Vt11-Vat12
potência requerida para eletrodesaguamento	
massa de torta 17% - Mt17 - kg/1000 kg RNFT	5882 1000/(17/100)
massa de torta 32% - Mt32 - kg/1000 kg RNFT	3125 1000/(32/100)
água a ser evaporada - Aqeva - kg/1000 kg RNFT	2757 Mt17-Mt32
índice de calor de evaporação água - lceva - MJ/kgagua	3,5
calor necessário para evaporação da água da torta - Ceva - GJ/d	206 lceva/1000*Aqeva*Mx1/1000
porcentagem de energia consumida nos eletrodesaguadores em relação à demanda da secagem térmica - Pener - %	30 U.S. EPA 2000 (20% a 33%)
energia total consumida nos eletrodesaguadores - Eced - GJ/d	
Eced - GJ/d	62 Ceva*Pener/100
eficiência de energia de transformação - Ee - %	35
potência total requerida - Pred - kW	250 Ee/100*Eced*10 ⁶ /86400
bombas de alimentação dos silos	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - Jld - h	24 J
concentração do lodo - Cssl - %	32 Xed
quantidade - Nb	1 1+1
vazão - Qld - m³/h/bomba	2,4 Vt12/Jld/Nb
pressão manométrica de decarga - Pld - mCA	40
potencia instalada - Prli -kW/cj	0,6

NOTA: a torta de lodo produzida a 32% bs será transferida para 2 silos verticais, através de correias transportadoras horizontais e bombas de massa verticais.

A demanda de potência referente ao desaguamento de 2º estágio seria 251 kW e a potência consumida, 6.024 kWh.dia.

O balanço energético de tratamento de fase sólida até o desaguamento de 2º estágio seguiria com déficit de potência de:

$$= -116 \text{ kW} -24 \text{ kW} -37 \text{ kW} -1 \text{ kW} -251 \text{ kW} = -426 \text{ kW}.$$

- silos de 2º estágio de desaguamento de lodos

13- Silos do 2º Estágio de Desaguamento

tipo	metálico, elevado, fuste a 4,5 m de altura
quantidade - Ns	2 2+0
volume útil unitário - Vus2 - m³/silo	29 Vt12/Ns
tempo de armazenamento - Ts2 - d/silo	0,50 Vust/Vt12
dimensões da parte superior (cilíndrica)	
diâmetro - Ds2 - m	2,80
altura útil - Hu - m	3,70
borda livre - bl - m	1,00
volume útil - m³/silo	23 Ds2 ² *π/4*Hu
tronco-cone inferior	
diâmetro inferior - Di - m	0,60
altura - Hi - m	3,03
volume - Vi - m³	8 Hi/3*π/4*(Ds2 ² +Di ² +(Di ² *Ds2 ²) ^{0,5})
ângulo - A - ° horizontal	70,0 arctg (H/(Ds2-Di)/2)

bombas de alimentação dos incineradores	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável, 1 bomba por incinerador
período de operação - Jinc - h	24 J
concentração do lodo - Cinc - %	32 Cssl
quantidade - Nb	2 2+1
vazão - Qinc - m³/h/bomba	1,2 Vt12/Jinc/Nb
pressão manométrica de descarga - Pinc - mCA	50
potencia instalada - Princi -kW/cj	0,4

A demanda de potência nos silos de 2º estágio seria 1 kW e a potência consumida, kWh.dia.

O balanço energético de tratamento de fase sólida até os silos de 2º estágio seguiria com déficit de potência de:

$$= -116 \text{ kW} -24 \text{ kW} -37 \text{ kW} -1 \text{ kW} -251 \text{ kW} -1 \text{ kW} = -427 \text{ kW}.$$

- incineração

14- Oxidação Térmica (Incineração)

tipo	leito fluidizado com sistema de pré-aquecimento do lodo e do ar de combustão com o calor residual dos gases de exaustão, e sistema de tratamento do ar emitido para a atmosfera
jornada de produção - Ji - h/d	24 J
quantidade de incineradores - Ni	2 2+0
torta de lodo a incinerar	
massa de SST - Mxi - kg SST/d	20282 Mx2*1000
relação SSV/SST - sv/st - %	78 sv/st
massa de SSV - Mvi - kg SSV/d	15737 Mxi*(sv/st)/100
teor de SST - Xri - %	32 Xed
massa de torta 32% - Mt32 - kg/d	63382 Mxi/(Xri/100)
massa de P na Mxi - Mxpv - kg P/d	551 3,5%Mvi
capacidade mássica unitária dos incineradores - Zit - kg SST/d/incinerador	10141 Mx1/Ned
capacidade mássica unitária dos incineradores - Ziv - kg SSV/d/incinerador	7869 (sv/st)/100*Zit
balanço energético na incineração	
calor latente vaporização d'água - Cleva - MJ/kg água	2,257
massa d'água na torta 32% - Mag - kg/d	43099 (1-Xri/100)*Mt32
calor de evaporação d'água - Ceva - MJ/d	97276 Mag*Cleva
PCS da torta 32% - PCS - MJ/kg	15,0 48% lodo UASB e 52% lodo ELA
calor gerado na combustão da torta 32% - CC - MJ/d	304232 PCS*Mxi
eficiência térmica da incineração - Ei - %	65 inclui perdas e pré-aquecimento
calor líquido gerado - CLg - MJ/d	100475 Ei/100*CC-Ceva

NOTA: o superávit de 100.475 MJ/d (equivalente à potência de 407 kW segundo a eficiência de 35% para geração de energia elétrica) indica a autossustentação energética da incineração e, portanto, a desnecessidade da fração de 15% do biogás ser dedicada à suplementação da demanda energética normal da incineração. Seria mesmo necessária tão somente para partida ou re-partida do sistema de incineração.

Nenhuma demanda expressiva de potência seria requerida nos 2 incineradores de combustão completa.

Todas as unidades de processo alinhadas no percurso de tratamento de fase sólida seriam confinadas e protegidas por sistema de exaustão de gases odorosos e COV, com as respectivas descargas de exaustão dirigidas para os incineradores, onde então seriam submetidas à combustão completa simultaneamente com a torta de biossólidos.

Os incineradores seriam equipados com sistema de pré-aquecimento da torta de biossólidos e do ar para combustão, com aproveitamento de grande parte do calor residual dos próprios gases de combustão para isso.

A incineração não necessitaria de sistema de tratamento dos gases de combustão para lançamento na atmosfera porque o excesso deles, que não fosse utilizado no aquecimento da torta de lodo e do ar de combustão, seria dirigido para um 3º sistema de cogeração de energia conforme se descreve mais à frente.

A incineração resultaria num superávit de energia da ordem de 100 GJ/d, mesmo admitindo perda de 35% no processo.

O superávit caracterizaria a autossuficiência energética da incineração, independentemente do suporte técnico de até 15% da produção de biogás que estaria sempre à disposição do sistema de incineração para sua partida ou suas re-partidas.

Seria admitido que 30% do superávit de 100 GJ/d, portanto 30 GJ/d, permanecessem como reserva energética à disposição ainda da incineração e 70% (70 GJ/d) fossem liberados para outro sistema de cogeração, o 3º sistema.

Assim seria então possível se produzir, através de cogeração, energia adicional proporcional à potência de 170 kW (ou $70.000000 \cdot 60 / 100 \cdot 35 / 100 / 86400$).

Nesse caso seriam utilizados, diferentemente dos casos anteriores de cogeração, caldeiras de vapor e turbinas a vapor, com 60% e 35% de eficiências, respectivamente, que se supririam diretamente do calor residual disponível nos gases de combustão dos incineradores.

O balanço energético de tratamento de fase sólida até os incineradores, inclusive agregando a potência inerente à cogeração de energia nas caldeiras e turbinas a vapor seguiria ainda com déficit de potência de:

$$= -116 \text{ kW} -24 \text{ kW} -37 \text{ kW} -1 \text{ kW} -251 \text{ kW} -1 \text{ kW} +170 \text{ kW} = -257 \text{ kW}.$$

- desaguamento mecânico de cinzas

15- Desaguamento Mecânico de Cinzas

tipo	centrifugas especiais
jornada de produção - J - h/d	24 J
quantidade de centrifugas - Nc	1 1+1
cinzas a desaguar (suspensão a 3,5% descarregada do incinerador)	
porcentual do Mxi - Pc - %	25
massa de cinza a desaguar - Mc - kg/d	5071 Pc/100*Mxi
teor de cinza na lama a desaguar - Xc - %	3,5
massa específica da lama - μ l - kg/m ³	1010
volume de lama a desaguar - Vc - m ³ /d	143 Mc/(Xc/100* μ l)
massa de P nas cinzas - Mpc - kg P/d	551 Mxpvi
capacidade mássica unitária da centrifuga - Kcx - kg cinza/h/centrifuga	211 Mc/J/Nc
capacidade volumétrica unitária da centrifuga - Kcv - m ³ /h/máquina	6,0 Vc/J
captura de sólidos - Cs - %	93
demanda de polímero catiônico - Pol - %	1,00 em relação à massa de cinza
massa seca diária de cinza na torta - Msc - kg /d	4716 Cs/100*Mx'
teor de RNFT na torta - Xc - %	30 em base seca
massa específica da torta de cinza a 30% - μ c - kg/m ³	1100
volume diário de torta de cinza a 30% - Vtc - m ³ /d	14,3 Msc/(Xc/100* μ c)
massa diária de torta de cinza a 30% - Tc - t/d	15,7 Vtc* μ c/1000
volume d'água na torta de cinza - Vca - m ³ /d	11,0 Msc*(1-Xc/100)* μ c/(Xc/100* μ c)/1000
volume de centrado - Vcen - m ³ /d	132 Vc-Vca
potência específica requerida - lper - kW/m ³	0,0130 adaptado de Burton, 1996
potência total requerida - Ptr - kW	47 lper*Q
bombas de alimentação das centrifugas	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - Jld - h	1 1 bomba por centrifuga
concentração da lama - Clam - %	24 J
quantidade - Nb	3,5 Xc
vazão - Qld - m ³ /h/bomba	1 1+1 1 p/ cada centrifuga
pressão manométrica de decarga - Pld - mCA	6,0 Vc/J/Nb
potência instalada - Prli - kW/cj	30
	0,9

As cinzas seriam descarregadas dos incineradores como massa seca ou massa úmida. Neste caso seriam consideradas como massa úmida ou lama.

O centrado da centrifuga seria dirigido para o circuito de correntes secundárias.

A torta de cinzas com teor de RNFT da ordem de 30% em massa, produzida na razão de 14,3 m³/d (15,7 t/d), seria continuamente transferida por esteira rolante horizontal para silo horizontal onde aguardaria uma destinação final entre aterro (industrial ou sanitário) ou comercialização como matéria-prima de fósforo para aplicação na indústria.

A demanda de potência no desaguamento das cinzas seria de 48 kW e a potência consumida, 1.145 kWh.dia.

O balanço energético de tratamento de fase sólida até o sistema de desaguamento de cinzas seguiria com déficit de potência de:

$$= -116 \text{ kW} -24 \text{ kW} -37 \text{ kW} -1 \text{ kW} -251 \text{ kW} -1 \text{ kW} +170 \text{ kW} -48 \text{ kW} = -305 \text{ kW}.$$

A estimativa de consumo de produtos químicos que estariam envolvidos com o tratamento do fluxograma 1 PTE 2 corresponderia aos seguintes resultados numéricos.

- produtos químicos

16- Produtos Químicos

16.1- Hidróxido de Sódio - Alcalinização Adicional para Garantia da Nitrificação sob pH 7,1 e Ambiente Tamponado

concentração da solução comercial - Csc - %	50 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1500
dosagem de sal anidro - D - mg/L	87 Δ_{alc} '
dosagem de solução comercial - D' - mg/L	175 D/(Csc/100)
consumo mássico de solução comercial - C - kg/d	15108 D'/1000*Q*J
consumo volumétrico de solução comercial - C' - m ³ /d	10,07 C/ γ_{sc}
tanques de armazenamento	
quantidade - Ntp	5
tipo	vertical, com tampa/fundo plano, em resina, com sensor/medidor/transmissor de nível
período de armazenamento - P - d	9,0
volume unitário - Vu - m ³ /tanque	18,1 P*C'/Ntp
dimensões principais	
diâmetro - ϕ_{tp} - m	2,00
altura total - Htp - m	4,99
lâmina de líquido - Hltp - m	4,75
volume de serviço - V stp - m ³	15 Hltp* $\pi/4*\phi_{tp}^2$
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Qxbd - L/h.bomba	525 Qmbd*25% de folga
vazão unitária média - Qmbd - L/h.bomba	420 C*1000/J/Nbd
pressão manométrica de descarga - Pdbd - mCA	15
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,50

16.2- Polímero Catiônico de Adensamento do ELA

tipo	emulsão comercial
concentração da solução comercial - Csc - %	30 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1150
dosagem de produto anidro - D - mg/L	12 Pol/100*Xtela'/Vela'*1000
	relação ao volume de lodo a adensar
dosagem de emulsão comercial - D' - mg/L	40 D/(Csc/100)
consumo mássico de emulsão comercial - C - kg/d	190 D'/1000*Vela'
consumo volumétrico de solução comercial - C' - L/d	165 C/ γ_{sc} *1000
armazenamento	
tipo	container
período de armazenamento - P - d	30 P
volume unitário - Vu - m ³ /container	0,25
dimensões principais	
lado - Ltp - m	0,60
altura total - Htp - m	0,60
lâmina de líquido - Hltp - m	0,70
volume de serviço - Vtp - m ³	0,25 Ltp*Htp*Hltp
quantidade - Ntp	20 P*C'/1000/Vtp

área total requerida - Atr - m ²	10,6 Ntp*Ltp ² *150%
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Qxbd - L/h.bomba	8,6 Qmbd*25% de folga
vazão unitária média - Qmbd - L/h.bomba	6,9 C'/J/Nbd
pressão manométrica de descarga - Pdbd - mCA	15
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,30

16.3- Polímero Catiônico de Desaguamento de 1º Estágio

tipo	emulsão comercial
concentração da solução comercial - Csc - %	30 em peso
massa específica da solução comercial - γ sc - kg/m ³	1150
dosagem de produto anidro - D - mg/L	138 Pol/100*Mx'/Vtld*1000 relação ao volume de lodo a desaguar
dosagem de emulsão comercial - D' - mg/L	459 D/(Csc/100)
consumo mássico de emulsão comercial - C - kg/d	765 D'/1000*Vtld
consumo volumétrico de solução comercial - C' - L/d	665 C/ γ sc*1000
armazenamento	
tipo	container
período de armazenamento - P - d	30
volume unitário - Vu - m ³ /container	0,25
dimensões principais	
lado - Ltp - m	0,60
altura total - Htp - m	0,60
lâmina de líquido - Hltp - m	0,70
volume de serviço - Vtp - m ³	0,25 Ltp*Htp*Hltp
quantidade - Ntp	79 P*C'/1000/Vtp
área total requerida - Atr - m ²	43 Ntp*Ltp ² *150%
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Qxbd - L/h.bomba	35 Qmbd*25% de folga
vazão unitária média - Qmbd - L/h.bomba	28 C'/J/Nbd
pressão manométrica de descarga - Pdbd - mCA	15
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,20

16.4- Polímero Catiônico de Desaguamento de Cinzas

tipo	emulsão comercial
concentração da solução comercial - Csc - %	30 em peso
massa específica da solução comercial - γ sc - kg/m ³	1150
dosagem de produto anidro - D - mg/L	354 Pol/100*Mc/Vc*1000 relação ao volume de lama a desaguar
dosagem de emulsão comercial - D' - mg/L	1178 D/(Csc/100)
consumo mássico de emulsão comercial - C - kg/d	169 D'/1000*Vc
consumo volumétrico de solução comercial - C' - L/d	147 C/ γ sc*1000
armazenamento	
tipo	container
período de armazenamento - P - d	30 P
volume unitário - Vu - m ³ /container	0,25
dimensões principais	
lado - Ltp - m	0,60
altura total - Htp - m	0,60
lâmina de líquido - Hltp - m	0,70
volume de serviço - Vtp - m ³	0,25 Ltp*Htp*Hltp
quantidade - Ntp	17 P*C'/1000/Vtp
área total requerida - Atr - m ²	9,4 Ntp*Ltp ² *150%
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Qxbd - L/h.bomba	7,7 Qmbd*25% de folga
vazão unitária média - Qmbd - L/h.bomba	6,1 C'/J/Nbd
pressão manométrica de descarga - Pdbd - mCA	15
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,25

A demanda de potência com produtos químicos seria relativamente muito baixa, 1 kW, e a potência consumida, 30 kWh.dia.

Atualizando o balanço energético para toda a planta, fases líquida (inclusive tratamento preliminar) e sólida e produtos químicos, a potência requerida seria de (sem considerar a cogeração de energia):

49 kW (tratamento preliminar) + 70 kW (tanque de equalização) + 178 kW (fase líquida UASB) + 1.155 kW (fase líquida aeróbia) + 477 kW (fase sólida) + 1 kW (produtos químicos) = 1.930 kW/(m³/s).

Considerando a cogeração de energia de, respectivamente:

783 kW (motogeradores ciclo Otto) + 99 kW (motogeradores Stirling) + 170 kW (caldeiras e turbinas a vapor) = 1.052 kW/(m³/s).

Portanto, a potência líquida requerida seria de: 1.930 kW - 1.052 kW = 878 kW/(m³/s).

Em paralelo, desconsiderando a cogeração de energia, o consumo de energia total previsto seria de:

1.166 kWh.dia (tratamento preliminar) + 1.669 kWh.dia (tanque de equalização) + 4.282 kWh.dia (fase líquida UASB) + 23.475 kWh.dia (fase líquida aeróbia) + 11.443 kWh.dia (fase sólida) + 30 kWh.dia (produtos químicos) = 42.065 kWh.dia/(m³/s).

Em consideração à cogeração de energia, os valores de potência consumida acima seriam corrigidos para:

42.065 kWh.dia - 1.052 kWh.dia*24 = 16.817 kWh.dia/(m³/s).

- *tratamento de correntes secundárias*

Às correntes secundárias produzidas, diante da ausência de digestão anaeróbia ou aeróbia de lodos e biossólidos, corresponderiam concentrações de constituintes limitadas segundo MetCalf&Eddy-AECOM ((1), p. 1663):

- DBO < 400 mg/L
- NH₄⁺ < 100 mg N/L
- SST < 900 mg/L
- PO₄³⁻ < 7,0 mg P/L.

As correntes secundárias não necessitariam ser submetidas à equalização de fluxo ou à redução de constituintes específicos. A vazão de reciclagem, 20,5 L/s, corresponderia a um fator de diluição de 48,8 em relação à vazão específica de 1,000 m³/s da corrente principal.

8- SIMULAÇÃO DO FLUXOGRAMA 2 PTE 2

Este fluxograma poderia ser visto como a forma alterada do fluxograma 2 PTE Básica no sentido de buscar a operação da planta sob regime estacionário para garantia contínua da qualidade do efluente tratado, de substituir o processo químico de remoção de P por biológico, de substituir o processo de desinfecção com cloro por radiação UV para evitar os efeitos SPD e de realizar a política RUEQ em busca dos objetivos enumerados à p.14.

Para sustentar essas alterações, algumas até certo ponto incomuns na prática de projetos no país, ainda que projetos conceituais como este, apresentam-se suas bases teóricas e práticas a seguir.

- tratamento de fase líquida

Em relação ao fluxograma 2 PTE Básica, a duração da fase de enchimento neste caso seria ampliada de 1,0 h para incorporar a subfase de reação anaeróbia, para que nela as bactérias heterotróficas OAF consumissem AGV remanescente da subfase anóxica, que a precederia na fase de enchimento.

O teor de AGV gerado na hidrólise e fermentação do efluente bruto durante a fase de enchimento seria reforçado por substâncias DQO_{rb} oriundas de descargas de caminhões limpa-fossa e de rejeitos industriais líquidos, buscadas para esse fim.

O montante de AGV atenderia às demandas das remoções biológicas de N e P que se desenvolveriam sequencialmente durante a fase de enchimento.

No tratamento de fase sólida, a única adequação seria a inserção de tanques de armazenamento de lodo adensado (flotado) a montante do desaguamento mecânico, para flexibilização das operações da fase sólida.

A atrofia explícita de ideias para evoluir o tratamento de fase sólida neste caso para algum estado mais avançado que incorporasse atividades vinculadas à política RUEQ se suporta tão somente na condição de que o processo de LA com reatores RBS seria uma variação da aeração prolongada.

A aeração prolongada, por própria circunstância, caracterizaria um processo de tratamento altamente endoérgico, inviável como rota de produção de biogás, e, portanto, para cogeração de energia.

A idade do lodo inerente ao processo de LA tipo reatores RBS seria conceitualmente diferente da dos outros tipos de LA por aeração prolongada.

Isso porque o tempo de reação aeróbia para os RBS seria menor e, portanto, as biomassas se desenvolveriam e metabolizariam substratos específicos (DBO, N e P) segundo linhas biocinéticas distintas do LA por fluxo contínuo.

Melhor dizendo, a idade do lodo de 20 d em um sistema RBS produziria resultados diferentes dos produzidos em outro processo de LA de fluxo contínuo que operasse com mesmo valor da idade do lodo.

Ainda assim, nos reatores RBS a idade do lodo de 20 d a 25 d estaria contextualmente associada à produção de lodo estabilizado.

Em sendo assim, não seria um processo racionalmente atrelado à expectativa de alcance de resultados maximizados de remoção biológica de fósforo, ou melhor, não seria o melhor processo para tal fim.

Antes, já se disse que a lise celular das bactérias OAF desenvolvida durante a respiração endógena inerente à aeração prolongada libera matéria orgânica, amônio e P. Portanto, a aeração prolongada não seria compatível com eficiência elevada de remoção de P.

Reatores RBS concebidos originalmente com remoção biológica de P têm por base operacional o ciclo composto de, no máximo, 5 fases sequenciais: enchimento, reação, sedimentação, descarte e espera, sendo a última aplicável mais quando se utiliza um sistema com mais de 2 reatores RSB. O que não seria este exemplo do fluxograma 2 PTE 2, para o qual foram previstos justamente 2 reatores.

O descarte de lodo de excesso, diferentemente do modo como é feito em reatores não estáticos, seria executado por extração direta no ML através de sucção por bombas, procedimento que garantiria a constância do teor de biossólidos extraídos.

A fase de enchimento dos reatores RBS, via de regra, utilizada sem aeração e com mistura completa para representar reatores pré-anóxicos e anaeróbios, seria dividida em 2 subfases para incluir a remoção biológica de P.

Uma inicial, definida como subfase anóxica para remoção de N por bactérias heterotróficas denitrificantes e também preparatória da seguinte em relação à exaustão de NO_3^- e NO_2^- , e outra, final, como subfase anaeróbia para metabolismo das bactérias OAF na ausência de qualquer um dos aceptores de elétrons: OD, NO_3^- e NO_2^- , para remoção biológica de P em ambiente com $\text{pH} > 7,1$.

A remoção biológica de N na configuração do processo de LA com reatores RBS poderia ser realizada de até 3 maneiras:

- nitrificação na fase de reação aeróbia e denitrificação na subfase anóxica de enchimento, com intervalo das fases de sedimentação e descarte;
- nitrificação/denitrificação ou nitritação/denitritação simultânea (NdNs) limitada à fase de reação com baixo teor de OD;
- nitrificação/denitrificação cíclica (NdNc) limitada à fase de reação, sendo que neste caso a fase de reação teria de ser subdividida em 3 subfases: aeróbia/anóxica/aeração (esta última de aeração, com duração de 15 a 20 min, exclusivamente para liberação de N_2 molecular na forma de bolhas para não prejudicar o desempenho da fase seguinte, a de sedimentação.)

Os cenários NdNs e NdNc operam com largos valores de idade do lodo, de 25 a 35 d, e por isso, não seriam alternativas de processo apropriadas para remoção biológica concomitante de P de alto desempenho.

Afora isso, o controle operacional minimamente necessário dos processos biológicos sob tais cenários seria de difícil exequibilidade.

As atividades das biomassas autotróficas nitrificantes/nitritantes e das heterotróficas denitrificantes/denitritantes se sobreporiam sob condição desconhecida de fluxos de transferência de massas (substratos: DQO_b , DQO_{rb} , NH_4^+ , NO_3^- , NO_2^- e PO_4^{3-} e aceptores de elétrons: OD, NO_3^- , NO_2^-) entre o ML e os flocos biológicos nos quais se agrupariam todas as biomassas de formas variadas e inimagináveis para modelagem cinética minimamente precisa.

Por essas razões seria então selecionada a remoção biológica de N pela configuração da fase anóxica alocada por inteiro dentro da fase de enchimento dos reatores RBS.

A fase de enchimento se apresentaria, ao mesmo tempo, com o efeito paralelo positivo dos seletores biológicos contra proliferação de biomassas filamentosas (Microthrix, Thiothrix e Nocárdia, entre outras) associadas à formação de lodos volumosos e de espumas nocardianas, em razão do elevado valor do fator F/M que circunscreveria todo o ambiente do período final da fase de enchimento.

A seleção do valor mínimo da faixa usualmente indicada para duração da subfase anaeróbia para remoção de P (1,0 h a 2,0 h) se deveria à certeza de que os teores de NO_3^- e NO_2^- ao final da subfase anóxica seriam nulos, e portanto a remoção biológica de P ocorreria sob condição ideal de anaerobiose.

A condição de remoção biológica de P passa a ter importância distinta neste caso do fluxograma 2 PTE 2 porque a cinética do processo de LA tipo RBS com nitrificação máxima, por sua especificidade de fases sequenciadas, implicaria na definição de valor elevado da idade do lodo, de 20 a 30 d.

Diante da contextualidade do lodo estabilizado nos reatores RBS, não haveria como extrair uma fração de biossólidos não estabilizados para realização da hidrólise e fermentação em reatores anaeróbios de lodos com fim de produzir massa de AGV que complementasse a oferta do efluente bruto para atender às demandas concomitantes dos 2 processos biológicos de remoção de N e P.

Seria necessário então assegurar somente com a massa de AGV intrínseca ao efluente bruto o atendimento à demanda de ambas as biomassas na fase de enchimento: na subfase anóxica, das bactérias heterotróficas denitrificantes até a exaustão dos teores de NO_3^- e NO_2^- , e, depois, na subfase anaeróbia, como transpasse do excesso de AGV da subfase anóxica, das bactérias OAF.

Para que o processo biológico não opere na estreita dependência de AGV disponível no efluente bruto, o fluxograma 2 PTE 2 admitiria a utilização de resíduos de fossa doméstica e de indústrias alimentícias como: processamentos de carnes, vegetais, laticínios e frutas – menos as de óleos minerais e óleos comestíveis -, para, a partir deles, dispor, com folga razoável, de AGV adicional.

Gestão de planta com esse tipo de proposição não tem sido comum, ou nunca foi, entre projetos operacionais de plantas no país. Existem sim inúmeras plantas que recebem diariamente esses resíduos, mas o fato se dá por iniciativa dos usuários e não por uma gestão estratégica de busca dos resíduos.

Então assim, essa proposição de gestão seria incorporada como se uma atividade extra vinculada à política RUEQ, para evitar a introdução de produtos químicos no processo de tratamento.

Tal qual no modelo UCT, no processo de reatores RBS o tempo de detenção definido para a subfase anóxica teria importância no sentido de não interferir na biocinética das OAF antes da subfase anaeróbia subsequente, dado o risco de solubilização de PO_4^{3-} antes da subfase anaeróbia – justamente porque na presença de NO_3^- e NO_2^- as OAF não conseguiriam metabolizar os AGV, o que conduziria o processo de remoção biológica de P ao fracasso.

Para isso, considerando que os tempos de sedimentação e de descarte de efluente seriam iguais entre si, e a 0,5 h, e ainda se desenvolveriam em ambiente aeróbio com teor de OD em descenso, seria prudente que a duração da subfase anóxica não ultrapassasse a 3,0 h.

Desse modo a duração entre a fase de descarte e a subfase anaeróbia seria da ordem de 3,0 h e não ultrapassaria o limite de 3,0 h (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 878) sugerido como máximo sem alimentação para as bactérias OAF suportarem até que possam produzir PHA, o que ocorreria somente no ambiente anaeróbio e com oferta suficiente de AGV.

Dadas todas as ponderações, o ciclo dos reatores RBS seria definido com duração de 8,0 h, abrangendo as seguintes frações:

- enchimento: 4,0 h (3,0 h, subfase anóxica, e 1,0 h, subfase anaeróbia)
- reação (aeração): 3,0 h
- sedimentação: 0,5 h
- descarte (efluente): 0,5 h.

Também em relação ao processo de LA tipo reatores RBS, segundo MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 635), a relação DBO/NO_x sugerida para produção potencializada de DQO_{r_b} a partir da DQO_b do efluente bruto em ambiente de máxima remoção de NO₃⁻ nos reatores anóxicos seria da ordem de 4:1.

Admitindo a fração de NO_x igual a 65% do NKT, a concentração de DQO_b requerida ao início da fase de enchimento dos reatores RBS seria de, no mínimo:

$$DQO_b = 40 \cdot 65 / 100 \cdot 4 \cdot 1,81 = 188 \text{ mg/L.}$$

O balanço de massas apresentado adiante indica que a DQO_b de 600 mg/L inerente ao efluente bruto seria suficiente para atender à relação determinada acima, e, teoricamente, suficiente para atender às demandas de 83 mg/L na subfase anóxica e de 150 mg/L na subfase anaeróbia, e que ainda transpassariam 367 mg/L de DQO_b para metabolização na fase de reação aeróbia.

O tempo de duração da subfase anaeróbia, por se admitir seu desenvolvimento bastante beneficiado pela expectativa de nula concentração de qualquer 1 dos 3 aceptores de elétrons ao seu início, poderia ser definido com valor de 1,0 h, mínimo no intervalo de 1,0 h a 2,0 h.

Dado isso, se os resultados monitorados de remoção de P não forem suficientes, somente a adição complementar de AGV os melhoraria independente do tempo de duração da fase anaeróbia.

Daí então a proposição de sistematizar o recebimento de resíduos industriais e de fossas domésticas, justamente para caso houvesse necessidade de intensificar a massa de AGV oferecida pelo efluente bruto à fase de enchimento dos reatores RBS.

Segundo MetCalf&Eddy-AECOM (1), pp. 872 a 874), uma relação DQO_{r_b}/P de 8,0 g/g seria necessária se a relação AGV/DQO_{r_b} à entrada dos reatores anaeróbios fosse da ordem de 0,70 g/g, supondo-se que esse poderia ser o cenário factível de oferta de AGV no efluente bruto. Se não, então seria com o reforço dos resíduos industriais e de fossas.

Então a partir disso poderia ser avaliado o seguinte montante de AGV para remoção máxima de P.

- para DQO_{rb}/P de 8,0 mg/L e P de 7,5 mg P/L

$$DQO_{rb} = 8,0 \cdot 7,5 = 60 \text{ mg/L}$$

Admitindo-se, também por hipótese, que a fração da DQO_{rb} representasse 40% de DQO_b afluente aos reatores anaeróbios, então o equivalente total de DQO_b seria:

$$DQO_b = 60 / (40/100) = 150 \text{ mg/L.}$$

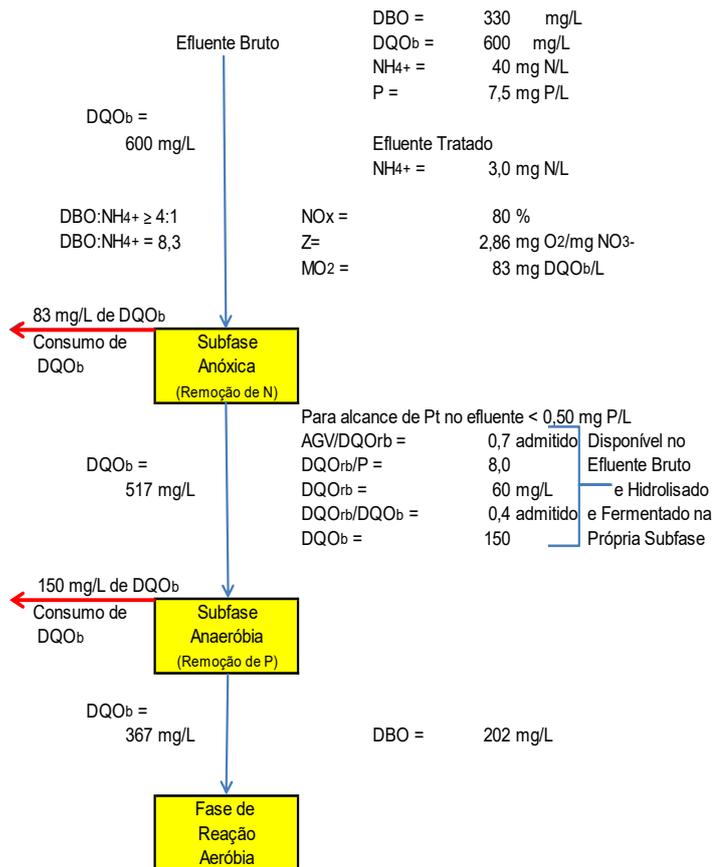
Um balanço de massas de substrato envolvidas nas ofertas e consumos das subfases anóxica e anaeróbia dos reatores RBS, para garantir a estabilidade da biocinética da fase de reação com $DBO > 200 \text{ mg/L}$, como apresentado logo a seguir, indicaria, teoricamente, a desnecessidade de dosagem de substrato adicional aplicada ao início da fase de enchimento dos reatores RBS.

Mais difícil, porém, se teria com o enquadramento do teor esperado de P no VMP de 0,10 mg P/L definido na legislação para ambientes lóticos, como seria o caso do corpo receptor local.

Muito possivelmente, seriam esperados resultados de teor de P iguais ou ligeiramente abaixo de 1,00 mg P/L, e não de 0,50 mg P/L como foi o caso do fluxograma 1 PTE 2.

Talvez, se a oferta de AGV, via reforço por resíduos industriais e fossas, ocorresse, a tendência de aproximação do teor de P no efluente tratado a 0,50 mg P/L se mostrasse mais viável.

A seguir, o balanço de massas de AGV envolvido no processo biológico de remoções de N e P.



Dadas as dificuldades citadas neste caso para alcance do teor de 0,10 mg P/L de P no efluente tratado, por via biológica, tratando-se de fósforo total, isto é, frações dissolvida e particulada, haveria necessidade de reduzir ao mínimo possível o teor de SST no efluente secundário pelo que sua parcela de SSV, que conteria 1,2% a 1,5% de P, em massa, respondesse diretamente pela minimização de P na fração particulada.

Do efluente secundário dos reatores RBS seria esperado teor de SST na faixa de 15 a 25 mg/L, ou 12 a 20 mg SSV/L. Essas faixas, para minimização do teor de P, teriam de ser reduzidas para, aproximadamente, 3,0 a 6,0 mg SST/L, ou 2,0 a 4,0 mg SSV/L, a que corresponderiam então frações de P da ordem de 0,02 a 0,06 mg P/L.

A filtração rápida do efluente dos RBS em filtros de areia de fluxo ascendente e lavagem contínua por *air lift* poderia ser um exemplo de solução técnica para reduzir o teor de SST do efluente secundário e permitir a aproximação do teor de P à faixa de 0,50 mg P/L.

A bateria de filtros seria colocada a jusante do tanque de equalização de efluente descarregado dos reatores RBS, dado que as descargas destes se fariam por bateladas como sistema hidráulicamente descontínuo.

O fluxograma 2 PTE 2 com seu processo de LA de reatores RBS seria essencialmente endoérgico e nada poderia oferecer como contribuição à política RUEQ na planta, a não ser a substituição do processo químico pelo biológico para remoção de P.

Diante da inexistência da transformação de qualquer parcela de energia química disponível no efluente bruto, mais diretamente, sem produção de biogás para implantação de sistema de cogeração de energia, não existiria oferta de calor residual dos gases de exaustão de motores, turbinas ou caldeiras.

Por essas características pobres do ponto de vista energético, então não se teria como propor a substituição do processo de desinfecção do efluente final com cloro pelo processo de pasteurização térmica.

A opção pela radiação ultravioleta seria então a alternativa selecionada para substituição da cloração no processo de desinfecção do efluente final com propósito de, além de alcançar a eficiência de remoção de Coliformes Termotolerantes requerida, evitar a geração de substâncias SPD.

- tratamento preliminar

Pré-Dimensionamento do Modelo LA com Reatores RSB

1- Dados Básicos

vazão nominal - Q - m ³ /h	3600
jornada de produção - J - h/d	24
fator FS	1,15 15% de folga
características do efluente bruto	
DQOb - So - mg/L	600
DBO - Sdbo - mg/L	330 DBO _{5,20}
NKT - mg N/L	40
SST - mg/L	290
SSV - mg/L	218 75% de SST
SSVnb - mg/L	98 45% de SSV
P- mg P/L	7,5 P total
alcalinidade total - Alcb - mg CaCO ₃ /L	120
temperatura mínima do efluente bruto - T - °C	22
temperatura máxima do ar - Tx - °C	35
massa específica da água - μ_a - kg/m ³	998 22°C

2- Tratamento Preliminar

tipo	em 2 unidades separadas: peneiramento fino na 1ª e peneiramento muito fino seguido de remoção de areia na 2ª unidade
------	--

1ª remoção de sólidos grosseiros		
peneiramento fino com lavagem e compressão	tambor rotativo inclinado instalado em módulo pré-fabricado de aço inoxidável	
quantidade de módulos - N	3 3+0	
espaçamento - E1 - mm	12	
vazão máxima por módulo - Qm - L/s/módulo	500,0 Q/N/3,6*N/(N-1)	c/ sobrecarga de 1 módulo
taxa específica de remoção - TG1 - m ³ /m ³ esgoto	7,5E-05	
volume total de sólidos removidos - Vsg1 - m ³ /d	6,48 Q*J*TG1	
concentração dos SG extraídos - C - % em base seca	25	
massa específica do SG extraído - μ - kg/m ³	1000	
massa total de sólidos removidos - Msg1 - kg/d	1620 Vsg1*C/100*μ	
2ª remoção de sólidos grosseiros		
peneiramento fino com lavagem e compressão	tambor rotativo inclinado instalado em módulo pré-fabricado de aço inoxidável	
quantidade de módulos - N	3 3+0	
espaçamento - E2 - mm	2	
vazão máxima por módulo - Qm - L/s/módulo	500,0 Q/N/3,6*N/(N-1)	c/ sobrecarga de 1 módulo
taxa específica de remoção - TG2 - m ³ /m ³ esgoto	0,00005	
volume total de sólidos removidos - Vsg1 - m ³ /d	4,32 Q*J*TG2	
concentração dos SG extraídos - C - % em base seca	25	
massa específica do SG extraído - μ - kg/m ³	1000	
massa total de sólidos removidos - Msg1 - kg/d	1080 Vsg1*C/100*μ	
desarenador		
tipo	prismático, com raspador circular	
desarenador	parafuso sem-fim lateral, inclinado	
quantidade de módulos - N	4 4+0	
vazão máxima por módulo - Qm - L/s/módulo	333,3 Q/N/3,6*N/(N-1)	c/ sobrecarga de 1 módulo
taxa específica de remoção - TA - m ³ /m ³ esgoto	0,00003	
volume total de areia removida - Va - m ³ /d	2,59 Q*J*TA	
concentração de areia extraída - C - % em base seca	95	
massa específica de areia extraída - μ - kg/m ³	2500	
massa total de sólidos removidos - Msg1 - kg/d	6156 Va*C/100*μ	
taxa de aplicação superficial máxima - Sx - m ³ /m ² /d	900	
dimensões		
área unitária requerida - Aur - m ² /caixa	27,6 Q*J*FS/Sx/N	
lado - Wa - m	5,25 Aur ^{0,5}	

NOTA: em paralelo ao tratamento preliminar principal, apresentado acima, haverá um circuito auxiliar, composto de tanque de descarga de caminhão, peneiramento fino e desarenador aerado, para recebimento de despejos de fossas sépticas e industriais ricos em DQOrb, para suplementação de substrato específico às remoções biológicas de N e P.

Ao longo do tratamento preliminar, incluindo o pré-condicionamento das descargas de caminhão limpa fossa e de resíduos industriais com alto teor de AGV, a previsão da potência instalada, segundo MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 1812), seria 68 kW e a de potência consumida, 1.624 kWh.dia.

O fluxo de correntes secundárias seria descarregado à entrada do tanque de equalização de vazão de efluente bruto e corresponderia à vazão contínua de 70 L/s ou 7,0% da vazão de efluente bruto.

O fluxo de correntes secundárias se apresentaria elevado assim em razão do baixo valor do teor de SST (0,40% em massa, realizado a partir do ML) no lodo descartado durante a fase de aeração (últimos 45 min) e da captura de sólidos de somente 85% nos flutuadores de adensamento do lodo.

Este último valor, relativamente baixo, seria desdobrado da opção de não se utilizar polímero floculante na operação de flotação.

Segundo balanço de potência até o final do tratamento preliminar se teria uma situação de déficit da seguinte dimensão:

= -68 kW.

- tanque de equalização de efluente bruto/correntes secundárias

3- Tanque de Equalização de Vazão

tipo	concreto armado, acima do terreno, aberto
tempo de detenção máximo - Td - h	5,0 em relação à vazão média de efluente bruto
volume útil total - Vu - m ³	18000 Q*Td
número de compartimentos - N	2 iguais entre si e separados por comporta de comando elétrico (L = 1,20 m)
compartimentos	
seção horizontal	retangular
volume útil unitário - Vu _u - m ³ /compartimento	9000 Vu/N
lâmina d'água máxima - H _{ux} - m	3,47
comprimento - L - m	72,02 2*W
largura - W - m	36,01 (Vu _u /Hu/2) ^{0,5}
lâmina d'água morta - H _m - m	1,00 p/ submersão de misturadores submersos
borda livre - B _l - m	1,00
profundidade total - H _t - m	5,47 H _m +H _{ux} +B _l
misturadores	
quantidade - N _m - cj/compartimento	6 6+1, todos instalados
tipo	bomba submersa com tubo de aspiração para oxidar até 10 mg /L de H ₂ S
relação estequiométrica O ₂ :H ₂ S	1,5 2H ⁺ +S ⁻² +3/2O ₂ ⇌ SO ₂ +H ₂ O
teor de H ₂ S admitido - C _{hs} - mg/L	10
demanda de oxigênio - D _o - mg/L	15 (O ₂ :H ₂ S)*C _{hs}
consumo de oxigênio	
condição de campo - C _o - kg/d	0 D _o /1000*Q*J
condição padrão - C _o ' - kg/d	0 C _o /0,55
densidade de potência - dp - W/m ³	3
potência unitária - P _u - kW/misturador	5,8 dp*Vu _u *(H _m +H _{ux})/H _{ux} /1000/N _m

O tanque de equalização operaria com misturadores submersos com função simultânea de oxigenação limitada para abater gases odorosos.

A previsão da potência instalada seria 70 kW e a de potência consumida, 1669 kWh.dia.

Segundo um balanço de energia desde o tratamento preliminar até sua extremidade de jusante, se teria a seguinte situação de déficit crescente:

= -68 kW -70 kW = -138 kW.

- tratamento biológico

4- Tratamento Aeróbio - Reatores RBS

quantidade de reatores - Nr	2
ciclo operacional e fases de operação	
enchimento - Te - h	4,0
reação/aeração - Ta - h	3,0
sedimentação - Ts - h	0,5
descarte (efluente) - Td - h	0,5
ciclo total - Tt - h	8,0 Te+Ta+Ts+Td
número de ciclos por reator - Ncr - ciclos/reator/d	3 24/Tt
número total de ciclos - Ntc - ciclos/d	6 Ncr*Nr
volume unitário de enchimento - Vue - m ³ /ciclo	14400 Q*J/Ntc
lâmina d'água média - Hum - m	5,00
lâmina d'água máxima - Hux - m	5,75 Hum*FS
fração de enchimento - Fe - %	14,1
altura de sedimentação - Hs - m	0,71 Fe/100*Hum
volume médio do reator - Vumr - m ³ /reator	101911 Vue/(Fe/100)
volume médio de enchimento - Vmench - m ³ /ciclo	14400 Fe/100*Vumr
volume médio após descarte de efluente - Vmsed - m ³ /ciclo	87511 Vumr-Vmench
tempo de detenção - Tdh - h	56,6 Nr*Vumr*24/(Q*J*
volume máximo do reator - Vuxr - m ³ /reator	117197 Vumr*FS
volume máximo de enchimento - Vxench - m ³ /ciclo	16560 Vmench*FS
parâmetros cinéticos, estequiométricos e operacionais da nitrificação	
teor de NH ₄ ⁺ no efluente - Ne - mg N/L	2,50
coeficiente de síntese de BOA - Yn - gSSV/gDQOb	0,15
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da BOA a 20°C -	
coeficiente de decaimento endógeno a 20°C -	
bn - gSSV/gSSV/d	0,17 fase aeróbia
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,029
coeficiente de decaimento endógeno a 22°C -	
bn - gSSV/gSSV/d	0,18 bn*θ ^(T-20)
coeficiente de decaimento endógeno a 20°C -	
bn' - gSSV/gSSV/d	0,07 fases não aeróbias
coeficiente de decaimento endógeno a 22°C -	
bn' - gSSV/gSSV/d	0,07 bn'*θ ^(T-20)
coeficiente de decaimento endógeno médio a 22°C -	
bn'' - gSSV/gSSV/d	0,11 bn''*Ta/Tt+bn''*(1-Ta/Tt)
coeficiente de meia-velocidade BOA - K _{oBOA} - mg/L	0,50
coeficiente de meia-velocidade NH ₄ ⁺ - K _n - mg/L	0,50
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da BOA a 20°C -	
μ _{máx} - gSSV/SSV/d	0,90
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,072
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da BOA à 22 °C -	
μ _{máx} - gSSV/SSV/d	1,03 μ _{máx} *θ ^(T-20)
fração decimal de NO _x do NKT - NO _x	0,65
fração mássica de NO _x - NO _x - mg N/L	26,0 NO _x *NKT

massa de BOA/BON no sistema - P _{xboa} - kg SSV	$1095 Q^*J/Nr^*Yn^*NOx/1000^*IL/(1+bn^*IL)$
concentração de BOA/BON ativa no sistema - X _{vboa} - mg/L	5,4 P _{xboa} /V _{umr} *1000
verificação de NOX oxidado NOX' - mg N/L	26,0 NKT-Ne-0,12*P _{xbio} /(Q*J/Nr)*1000

NOTA: os valores de NOX e NOX' indicam a convergência alcançada do valor de NOX adotado em função do valor de P_{xbio} associado.

massa de NH ₄ ⁺ oxidável por ciclo - M _{nox} - kg N/ciclo	374 V _{mench} *NOx/1000
massa de NH ₄ ⁺ oxidável remanescente antes do enchimento - M _{nox'} - kg N/ciclo	219 Ne/1000*(V _{umr} -V _{mench})
massa de NH ₄ ⁺ oxidável antes da fase de aeração/reação - M _{nox''} - kg N/ciclo	593 M _{nox} +M _{nox'}
teor de NH ₄ ⁺ no início da fase de aeração/reação - M _{nox'''} - mg N/L	5,8 M _{nox''} /V _{umr} *1000
tempo mínimo requerido para nitrificação de NH ₄ ⁺ a 0,50 mg N/L - t _{minNe} - d	$0,13 (Kn^*ln(Mnox'''/Ne)+(Mnox'''-Ne))/((Xvboa^*(\mu_{maxboa}/Yn))^*(od/(K_{oboa}+od)))$
t _{minNe'} - h	3,0 t _{minNe} *24

NOTA: o sistema não teria capacidade para produzir Ne com valor de 0,50 mg N/L com o tempo de aeração de 3,0 h definido na concepção do projeto. Para esse tempo de 3,0 h, o teor mínimo de NH₄⁺ possível de ser alcançado no efluente tratado seria de 2,50 mg N/L, aceitável plenamente com referência à capacidade desprezível de diluição do corpo receptor. Para se alcançar o valor de 0,50 mg N/L de NH₄⁺ no efluente tratado, o tempo de aeração deveria ser de 3,7 h, indicando um acréscimo de 0,7 h, que somente poderia ser inserido antecipando-se o início da fase de reação/aeração desse valor. Esse avanço seria possível de se realizar, por um lado, porque seria menor do que 50% da duração da fase de enchimento (4,0 h*50% = 2,0 h), o que não favoreceria tanto o risco de desenvolvimento de filamentosas, e, por outro lado, a duração remanescente da fase anóxica, de 4,0 h-0,7 h = 3,3 h, deveria ser suficiente para permitir a denitrificação na fase de enchimento ao ponto de se alcançar o teor máximo de NO₃⁻ da ordem de 5,0 a 6,0 mg N/L no efluente tratado. Tal fato será analisado mais à frente, mas, adianta-se desde já que há folga suficiente para esse acréscimo de 0,7 h da fase de aeração, em detrimento da fase anóxica de 4,0 h, que passaria a 3,30 h. A remoção biológica de P, prevista neste fluxograma, dependerá da duração da subfase anóxica, cuja capacidade se verá mais adiante.

parâmetros cinéticos, estequiométricos e operacionais da aeração

idade do lodo - IL - d	25
teor de OD - od - mg/L	2,0
coeficiente de síntese de heterotróficas HE - Y _h - gSSV/gDQOb	0,45
coeficiente de decaimento endógeno a 20°C - b - gSSV/gSSV/d	0,12
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,040
coeficiente de decaimento endógeno a 22°C - b - gSSV/gSSV/d	$0,13 b^*\theta^{(T-20)}$
fração de resíduo celular - f _d - gSSV/gSSV	0,15
constante de meia-velocidade DQOb - K _s - g/m ³	8,0
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da HE a 20°C - μ _{máx} - gSSV/SSV/d	6,00
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,070
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da HE à 22 °C - μ _{máx} - gSSV/SSV/d	$6,87 \mu_{máx}^*\theta^{(T-20)}$
teor de MLSSTA - X _{ta} - mg/L	4000
massa de SSTA num reator - M _{xta} - kg SST	407643 V _{umr} *X _{ta} /1000
massa diária de produção de biossólidos por reator - P _{xbio} - kg SSV _{bio} /d/reator	$J^*(Q/Nr^*Yh^*DQOb/1000/(1+b^*IL)+fd^*b^*Q/Nr^*Yh^*DQOb)/1000^*IL/(1+b^*IL)+Q/Nr^*Yn^*NOx/1000/(1+bn^*IL)$
massa diária total de produção de SSV - P _{xv} - kg _{ssv} /d/t	8357 P _{xbio} +Q/Nr*J*SSVnb/1000
massa diária total de produção de SST - P _{xt} - kg _{sst} /d/re:	12218 (P _{xbio} /0,85+Q/Nr*J*SSVnb/1000+Q/Nr*J*(SST-SSV)/1000)
relação SSV _{bio} /SST- %	34 P _{xbio} /P _{xt} *100
relação SSV/SST- %	68 P _{xv} /P _{xt} *100

teor de MLSSVTA - Xva - mg/L	2050 P _{xv} *IL/V _{umr} *1000
massa de SSV _{bio} num reator - M _{xvbio} - kg SSV _{bio} /reator	103227 P _{xbio} *IL
massa de SSV num reator - M _{xv} - kg SSV/reator	208932 P _{xv} *IL
massa de SST num reator - M _{xt} - kg SST/reator	305448 P _{xt} *IL
volume diário total de lodo descartado - V _{xr} - m ³ /d/reator	3054 P _{xt} /(X _{ta} /10000*1000/100)
	μ = 1000 kg/m ³ (lodo descartado a 3,5% em base seca)
valores totais de descarte diários dos 2 reatores	
biossólidos - P _{xbio} ' - kg SSV _{bio} /d	8258 N _r *P _{xbio}
SSV - P _{xv} ' - kg SSV/d	16715 N _r *P _{xv}
SST - P _{xt} ' - kg SST/d	24436 N _r *P _{xt}
volume de descarte de lodo pelo ML - V _{xr} ' - m	6109 N _r *V _{xr}
DQOb solúvel no efluente final - S _e - g/m ³	0,2 K _s *(1+b*IL)/((IL*μ _{máx} -b)-1)
DBO solúvel efluente final - DBO _{se} - mg/L	0,5
SST efluente final - SST _{ef} - mg/L	20
DBO total efluente final - DBO _{te} - mg/L	14 DBO _{se} +(0,85g DBO/g SST)*(0,80 g SSV/g SST)*SST _{ef}
DQOb removida - DQO _{br} - kg/d	51823 Q*J*(DQOb-Se)/1000
DBO removida - DBO _{br} - kg/d	28503 DQO _{br} /(DQO _{br} /DBO)
coeficientes de produção observados	
Y _{dqo} - kg SST/kg DQO _{br}	0,47 P _{xt} /DQO _{br}
Y _{dbo} - kg SST/kg DBO _{br}	0,86 P _{xt} /DBO _{br}
parâmetros cinéticos, estequiométricos e operacionais da denitrificação	
teor de NO ₃ ao final da fase de aeração - NO ₃ - mg N/L	5,8 M _{nox} "/V _{umr} *1000
massa de NO ₃ remanescente do descarte efluente - M _{no3} - kg/ciclo	509 NO ₃ *V _{msed} /1000
biomassa heterotrófica ativa - massa por reator	J*(Q/N _r *Y _n *DQOb/1000/(1+b*IL)+Q/N _r *Y _n *NO _x /1000/(1+bn*IL))
P _{xati} - kg SSV _{bio} /d/reator	2792
concentração - X _b - mg/L	685 P _{xati} *IL/V _{umr} *1000
massa por reator - M _{xb} - kg SSV _{bio}	69791 X _b *V _{umr} /1000
carga diária de DBO - A - kg DBO/d	28512 (V _{mench} /T _e *24)*S _{dbo} /1000
fator A/M	0,41 A/M _{xb}
taxa específica de denitrificação - TE _{dN} - gNO ₃ /gX _b /d	0,10 0,24*(A/M) 20°C
taxa específica de denitrificação - TE _{dN} ' - gNO ₃ /gX _b /d	0,10 TE _{dN} '*1,026 ^γ (T-20) 22°C
capacidade de remoção de NO ₃ durante a fase de enchimento (anóxica) - CD _{NO3} - kg NO ₃ /d	7203 TE _{dN} '*M _{xb}
capacidade de remoção de NO ₃ durante a fase de enchimento (anóxica) - CD _{NO3} ' - kg NO ₃ /ciclo	1201 CD _{NO3} /24*Te

NOTA: a massa de NO₃ remanescente após o descarte de efluente tratado, de 509 kg/ciclo será, com muita folga, eliminada diante da capacidade do reator de denitrificar até 1.201 kg/ciclo na sua fase anóxica, que terá duração de 4,0 h.

Por outro lado, a folga para denitrificação deixa largo espaço para desenvolvimento da remoção biológica de P, o que, afortunadamente, a depender da oferta de AGV após a remoção de NO₃, poderá ocorrer de forma satisfatória.

requisitos de oxigênio para metabolismo heterotrófico da DQOb e autotrófico da nitrificação

demanda média de oxigênio por reator em campo - R_o - kg O₂/d

$$R_o - \text{kg O}_2/\text{d/reator} = 25181 \frac{Q}{N_r} * J * (DQOb - S_e) / 1000 - 1,42 * P_{xbio} + 4,57 * \frac{Q}{N_r} * J * NO_x / 1000$$

demanda média de oxigênio por ciclo em campo -

$$R_o' - \text{kg O}_2/\text{ciclo} = 8394 \frac{R_o}{N_{cr}}$$

demanda média horária de oxigênio por ciclo em campo -

$$R_o'' - \text{kg O}_2/\text{h/ciclo} = 2798 \frac{R_o'}{T_a}$$

abatimento de DQOb na fase anóxica (fictícia recuperação de oxigênio)

teor de NO₃ antes da fase de aeração - NO₃' - mg/L

$$DQOb \text{ consumida} - \Delta DQOb - \text{kg O}_2/\text{d} = 6425 \frac{2,86 * (NO_x - NO_3) * V_{mench} * N_{cr}}{1000}$$

NOTA: esse valor de ΔDQOb representa 6.425/2*25.181*100 = 13 % da demanda total de oxigênio para metabolismo da DQOb e do NKT do efluente bruto. Será desprezado como compensação e admitido como folga do sistema

requisitos corrigidos de alcalinidade total com a denitrificação para manter pH ≈ 7,1 no sistema aeróbio

alcalinidade consumida na nitrificação -

$$Al_{cn} - \text{mg CaCO}_3/\text{L} = 186 \frac{7,14 * NO_x}{1000}$$

alcalinidade total de tampão - Alctt - mg CaCO ₃ /L	80
alcalinidade total produzida - Alcp - mg CaCO ₃ /L	93 3,57*(NOx-NO ₃)
alcalinidade adicional - Δalc' - mg CaCO ₃ /L	53 -(Alcb+Alcp-Alcn-Alctt)
demanda equivalente de NaOH - Δalc' - mg NaOH/L	42 Δalc*0,80 (equivalente-massa NaOH/CaCO ₃)

NOTA: esse valor de Δalc' adicional representa $53/186 \cdot 100 = 28\%$ da demanda de alcalinizante exigida p/ nitrificação de 65% do NKT do afluente ao tratamento biológico e manter tamponado o reator aeróbio em torno do pH 7,1. Por isso o resultado indica necessidade de dosagem de NaOH a montante dos reatores.

sistema de aeração dos reatores aeróbios

transferência de oxigênio	difusores de bolha fina, tipo membrana
cota do nível do mar - za - m	0
cota da ETE - zb - m	0
eficiência de transferência de OD - Et	0,35 35% para 4,50 m de coluna
taxa relativa de transferência de OD em água limpa - α	0,65
saturação relativa de transferência de OD para água limpa - β	0,95
pressão atmosférica ao nível do mar - Pa - N/m ²	10,33 igual a mCA
pressão atmosférica ao nível do mar - Pa' - kPa	101,325 igual a mCA
pressão atmosférica na altitude da ETE - Pb - N/m ²	10,33 Pa
pressão atmosférica na altitude da ETE - Pb' - kPa	101,325 Pa*(Pb/Pa)
profundidade dos difusores - Df - m	4,50 Hum-0,50 m
fator de correção da profundidade - de	0,40
peso molecular do ar - M - kg/kg/mol	28,97
constante universal dos gases - R - kg/m ² /s ²	8314
temperatura do esgoto - K - °K	295,15 T+273,15
fator de depósito no difusor - F	0,90
concentração de saturação de OD ao nível do mar e temperatura de operação do ar (35°C) - Cst - mg/L	6,95
concentração de saturação de OD ao nível do mar , 20°C - Cs20 - mg/L	9,09
concentração de saturação de OD ao nível do mar para aeração por ar difuso - C'st - mg/L	10,67 Cs20*(1+de*Df/Pa) > Cst
correção da concentração de OD para a altitude - Pb/Pa	1,00 exp*(-g*M*(Za-Zb)/(R*T))
taxa de transferência de OD no local sob condição padrão - TTOP - kg/h	8463 Ro''/α/F*(C'st/(β*Cst/Cs20*(Pb/Pa)*C'st-od)*1,024^(20-T))
massa específica do ar à temperatura Tx - μar - kg/m ³	1,146 Pb*M/(R*(273,15+Tx))*1000
porcentagem mássica de O ₂ - PO ₂ - %	23,18
taxa específica de O ₂ no ar na condição padrão local - MO ₂ - kg O ₂ /m ³ de ar	0,266 PO ₂ /100* μar
vazão média total de ar sob condição padrão local - Qar - m ³ /min	1517 TTOP/Et/60/MO ₂
vazão máxima total de ar sob condição padrão local - Qarx - m ³ /min	1669 Qar*folga,=10%
vazão média de ar sob condição padrão local por fase de aeração - Qaru - m ³ /min/fase de aeração	1517 Qar/N, para N=1 (1 só reator aerado por vez)
vazão máxima de ar sob condição padrão local por fase de aeração - Qarux - m ³ /min/fase de aeração	1669 Qaru*folga,=10%
perda de carga no circuito de ar - Hcar - m	3,00 inclusive difusores
perda de carga total - Htar- mCA	7,5 Df+Hcar
sopradores	
tipo	velocidade variável, com cabine acústica
quantidade - Nsop	3 3+1
eficiência do soprador - Esop - %	70
vazão média mássica total de ar sob condição padrão local - W - kg/s	29,0 Qar*μar/60
vazão máxima mássica total de ar sob condição padrão local - Wx - kg/s	31,9 W*folga,=10%
vazão média mássica unitária de ar sob condição padrão local - Wu - kg/s/soprador	9,7 W/Nsop
vazão máxima mássica unitária de ar sob condição padrão local - Wux - kg/s/soprador	10,6 Wx/Nsop

vazão média unitária de ar sob condição padrão local -	
Qusop - m ³ /min/soprador	506 Qaru/Nsop
vazão máxima unitária de ar sob condição padrão local -	
Qusopx - m ³ /min/soprador	556 Qusop*folga,=10%
pressão absoluta de descarga - Pabsd - atm	1,73 (Pb+Htar)/Pb
potência méd. unit. instal. - Pusop - kW/soprador	702 Wu/8,41*R/1000*(273,15+Tx)/(Esop/100)*(((Pb+Htar)/Pb) ^{0,283-1} *folga,= 0%
potência máx. unit. instal. - Pusopx - kW/soprador	888 Wux/8,41*R/1000*(273,15+Tx)/(Esop/100)*(((Pb+Htar)/Pb) ^{0,283-1} *FS

NOTA: desprezando os 13% de DQOb que serão removidos na desnitrificação, essa potência inclui ainda 27% de folga em relação à demanda média de O₂, Ro = 25.181 kg O₂/d.

Tal folga seria para compensar a sobrecarga orgânica acumulada durante a fase de enchimento, de modo que o sistema de aeração seja capaz de manter o nível de OD de 2,0 mg/L no reator, sem o que a cinética de processo baseada em Monod não se sustenta e as eficiências de remoção de DQOb e N não se realizam.

A energia consumida pelos sopradores seria definida pela potência média solicitada pelo período de aeração de 18,0 h/d (Ta = 3,0 h/ciclo*Nct = 6 ciclos/d).

bombas de descarte de lodo via ML

extração de lodo contínua durante os 30 minutos finais da fase de aeração/reação	
tipo	centrífuga, horizontal, velocidade variável
quantidade - Nbrl	1 1+1, atendendo aos 2 reatores
período de operação por reator - PO - h/ciclo	0,8 Ta/4
concentração de SST - CrI - %	0,40 Xta/10000
vazão de descarte - Qrl - L/s	377 (Vxr/Ncr)/PO/3,6
altura manométrica - Hman - mCA	6,00
potência unitária instalada - Purl - cv/bomba	50 Qrl*Hman/75/0,75*folga,=25%

misturadores submersos

quantidade de misturadores - Nmnx - n/reator	10 10+3 instalados
densidade de potência - dp - W/m ³	5,0
potência unitária - Puanx - kW/misturador	59 dp*Vuxr/1000/Nmnx
tempo de operação por reator - Tomis - h/d/reator	12 Te*Ncr
tempo de operação total - Tdext' - h/d	24 Tomis*Nr

decanter de extração programada de efluente tratado

quantidade de decaners por reator - Ndec - n/reator	1
potência instalada - Pdex - kw/reator	25
tempo diário de operação por reator - Tdext - h/d/reator	1,5 Td*Ncr
tempo de operação total - Tdext' - h/d	3,0 Tdext*Nr
vazão média extraída - Qmes - L/s/ciclo	8000 Vmench/Td*1000/3600
vazão máxima extraída - Qxes - L/s/ciclo	9200 Vxench/Td*1000/3601

Apesar da ampliação dimensional definida para agregar a subfase anaeróbia, ainda continuaria havendo relativa restrição de reatores RBS para nitrificação ao nível de alcance de 0,50 mg/L de amônio no efluente tratado.

Neste caso, porém, o alcance possível seria de 2,50 mg N/L, melhor entretanto do que no fluxograma 2 PTE Básica, de 3,70 mg N/L.

A fase de enchimento com tempo de 4,0 h seria suficiente para, operando como subfase anóxica, garantir teor de 5,8 mg N/L de NO₃⁻ no efluente tratado.

O modelo de LA por RBS mostraria todo seu contexto perdulário em termos de dimensão das unidades físicas de processo através de:

- tempo de detenção para vazão média (equivalente): 56,6 h. Observa-se que neste caso, a presença do tanque de equalização de vazão de efluente bruto

evitaria que este tempo de detenção fosse aumentado para atender ao pico de vazão que não existiria na dimensão de 1,8, mas sim de 1,15.

- elevadíssima potência instalada de sopradores: 2.664 kW para operar durante alguns minutos a cada 4,0 h, pois que seria para manter o teor de OD de 2,0 mg/L durante os primeiros minutos da fase de aeração de 3,0 h de duração, quando então a carga orgânica acumulada na fase de enchimento (4,0 h) seria elevadíssima e exigiria a operação dos sopradores à máxima potência.

Ao longo dos reatores aeróbios RBS, a previsão da potência instalada seria de 3.313 kW e a de potência consumida, de 52.220 kWh.dia.

Segundo balanço de potência até os reatores biológicos RBS, incluindo o tratamento preliminar, se teria a seguinte situação de déficit:

$$= -68 \text{ kW} -70 \text{ kW} - 3.313 \text{ kW} = -3.451 \text{ kW}.$$

- tanque de equalização de vazão de descarte

5- Tanque de Equalização de Vazão de Efluente Secundário

tipo	concreto armado, acima do terreno, aberto
tempo de detenção - Td - h	4,6 Vu/Q
volume útil total - Vu - m ³	16560 Vxench
número de compartimentos - N	2 iguais entre si e separados por comporta de comando elétrico (L = 1,20 m)
compartimentos	
seção horizontal	retangular
volume útil unitário - Vuu - m ³ /compartimento	8280 Vu/N
lâmina d'água máxima - Hux - m	3,47
comprimento - L - m	69,08 2*W
largura - W - m	34,54 (Vuu/Hu/2) ^{0,5}
borda livre - BI - m	1,00
profundidade total - Ht - m	4,47 Hux+BI
bombas de extração de vazão regularizada transferida para filtração rápida	
tipo	centrifuga, horizontal, velocidade variável
quantidade - Nbrl	3 3+1, atendendo aos 2 reatores
período de operação - PO - h/d	24,0 J
vazão média - Qes - L/s	333 Q/3,6/Nbrl
altura manométrica - Hman - mCA	7,70
potência unitária instalada - Purl - cv/bomba	50 Qes*Hman/75/0,68*folga,=10%

O tanque de equalização seria mais uma estrutura com dimensões exageradas inerentes aos reatores RBS, necessária para atender à assimilação do volume descarregado em 0,5 h, por sua vez proporcional ao acúmulo da vazão durante as 4,0 horas de duração da fase de enchimento.

O tanque teria menor requerimento de volume que no caso do fluxograma 2 PTE Básica devido à existência do tanque de equalização de vazão de efluente bruto, com substituição do fator de pico para 1,15, em vez de 1,8 .

A previsão da potência instalada seria 111 kW e de potência consumida, 2.674 kWh.dia.

Segundo balanço de potência até o tanque de equalização de efluente secundário, incluindo o tratamento preliminar, se teria a seguinte situação de déficit:

$$= -68 \text{ kW} - 70 \text{ kW} - 3.313 \text{ kW} - 111 \text{ kW} = -3.562 \text{ kW}.$$

- filtração rápida do efluente secundário

6- Filtração Rápida, por Gravidade e de Fluxo Ascendente

tipo	lavagem contínua por air lift e taxa de filtração constante
meio filtrante	areia
quantidade - Nf	15
velocidade média de filtração - Vfm - m/d	200
velocidade máxima de filtração - Vfx - m/d	214 20%, 1 filtro lavando e 9 operando
diâmetro dos filtros - Df - m	6,06 $((Q*J^4/\pi/(Nf*Vfm))^0,5)$
área unitária filtrante - Auf - m ² /filtro	28,80 $\pi/4(Df^2)$
vazão unitária máxima - Qux - L/s/f	71,4 $Vfx*Auf/86,4$
vazão unitária média - Qum - L/s/f	66,7 $Vfm*Auf/86,5$
vazão de lavagem - Ql - L/s/filtro	5,0
teor de SST no efluente filtrado - SSTf - mg/L	4,0
turbidez no efluente filtrado - Tf - NTU	2,0
sistema de <i>air lift</i> para lavagem contínua	
quantidade - Nal	15 Nf
potência unitária - Pual - cv/conjunto	2,5
potência total - Pal - cv	37,5 Nal*Pual

A demanda de potência seria 28 kW e a potência consumida, 666 kWh.dia.

No balanço energético desde o tratamento preliminar até as unidades de filtração do efluente secundário, o déficit de demanda de potência passaria a:

$$= -68 \text{ kW} - 70 \text{ kW} - 3.313 \text{ kW} - 111 \text{ kW} - 28 \text{ kW} = -3.590 \text{ kW}.$$

- sistema de desinfecção por radiação UV

7- Canais de Desinfecção por Radiação UV

quantidade - Ntc	3 3+0
tipo	aberto
velocidade mínima - vm - m/s	0,35
dimensões	
lâmina d'água - Hu - m	1,35 nível d'água controlado automaticamente por vertedor de soleira variável
comprimento - L - m	10,00
largura - W - m	0,81 $Q^*FS/Ntc/Hu/vm$
borda livre - BI - m	0,60 pressurizado (0,15 m)
profundidade total - Ht - m	1,95 $Hux+BI$
potência específica requerida - lper - kWh/m ³	0,0500 adaptado Burton, 1996
potência instalada por canal - Pic - kW/canal	60 $lper^*Q^*/Ntc$

A demanda de potência prevista seria 180 kW e a de potência consumida, 4.320 kWh.dia.

Resumindo então os montantes de energia envolvidos em toda a fase líquida (desde o tratamento preliminar até o sistema de desinfecção por radiação UV), seriam considerados os seguintes valores:

- demanda de potência: 3.769 kW
- energia consumida: 63.174 kWh.dia.

- tratamento de fase sólida

A linha do tratamento neste fluxograma 2 PTE 2 seria só relativamente mais complexa do que a do fluxograma 2 PTE Básica, sua referência de origem.

Incluiria o sistema de recebimento e pré-condicionamento de despejos de caminhão limpa-fossa e resíduos líquidos industriais, ambos como fontes de substrato solúvel rapidamente biodegradável, tipo, DQO_{rb} para produção de AGV.

A simplicidade aparente do fluxograma 2 PTE 2 é que lhe daria a expressão esvaziada de importância diante da política RUEQ, sem ter quase nada a oferecer, só a consumir.

A única contribuição à política RUEQ seria passiva e indireta, isto é, seria decorrente da utilização do processo biológico de remoções de N e P, à que se refeririam consumos de DQO_b nas subfases anóxica e anaeróbia, conforme o balanço de massas anterior, equivalentes a 39% da DQO_b do efluente bruto, sem consumo de energia elétrica e produtos químicos.

Seria esse um exemplo claro e objetivo inerente à política RUEQ, como antes citado, que, em um dos seus temas, afirma a vantagem econômica decorrente da redução do consumo de energia pela substituição dos processos químicos de tratamento por biológicos.

Essa vantagem se estenderia também à redução do montante de equivalente CO₂ em relação aos gases GEE produzidos e emitidos na atmosfera da área da planta de tratamento.

Em não havendo potencial de desenvolvimento direto da política RUEQ, não haveria o que conceber de alteração do tratamento de fase sólida do fluxograma 2 PTE Básica, seu equivalente, exceto a inserção de tanque de lodo a desaguar, com a finalidade de permitir a operação desvinculada dos sistemas de flotação e de desaguamento mecânico de lodo.

- tanque de lodo para adensamento

8- Tanques de Lodos a Adensar

tipo	concreto
instalação	fechado, com descarga livre de gases para atmosfera
regime de operação	contínuo, 24 h/d
quantidade de tanques - Nt	2 2+0
tempo médio de armazenamento - Ta - h	8,0
características dos lodos a adensar	
volume - Vtld - m ³ /d	6109 Vxr*Nr
massa de SST - Mtld - kg SST/d	24436 Nr*Pxt
massa de SSV - Mvid - kg SSV/d	16715 Nr*Pxv
relação SSV/SST - sv/st - %	68 Mtld/Mvd*100
concentração SS - Csslid - %	0,40 Mtld/Vtld*100/μld
massa específica - μld - kg/m ³	1010
volume útil de cada tanque - Vu - m ³ /tanque	1018 Vtld/J*Ta/Nt
dimensões	
largura - W - m	10,00
comprimento - L - m	20,00
profundidade total - Ht - m	6,99 inclui lastro de submersão (0,90 m) dos misturadores submersos
borda livre - bl - m	1,00
profundidade útil máxima - Hu - m	5,09 Vu/L/W
misturadores submersos	
quantidade em cada tanque - N/tanque	2 2+1 instalados
densidade de potência - dp - W/m ³	5
potência unitária requerida - Pu - kW/cj	3,0 Vu*dp/1000*(Hu+0,90)/Hu/N
bombas de alimentação dos flotadores	
tipo	centrifuga, horizontal, velocidade variável
período de operação - Jld - h	1 bomba por flotorador
concentração do lodo - Csslid - %	24 J
quantidade - Nb	0,40 Csslid
vazão - Qld - L/s/bomba	2 2+1 1 p/ cada flotorador
altura manométrica - Hman - mCA	35 Vtld/Jld/Nb*1000/3600
	7,0

A demanda de potência no tanque de lodo a desaguar seria 23 kW e a potência consumida, 554 kWh.dia.

Iniciando então o balanço de potência da fase sólida com o tanque de lodo a desaguar, ele seria de:

= -23 kW.

- adensamento de lodo por flotação por ar dissolvido (FAD)

9- Adensamento por Flotação por Ar Dissolvido (FAD) do Descarte de Lodo Via ML

tipo	tanques circulares, com água saturada recirculada com ar dissolvido	
processo	sem adição de polímero	
quantidade de tanques - Nfl	2 2+0	
descarte de lodo do ML		
volume - Vtld - m³/d	6109 Vtld	
massa de SST - Mtlld - kg SST/d	24436 Mtlld	
parâmetros operacionais		
teor de SST no lodo a adensar - Caad - %	0,40 Csslld	
teor de SST no lodo adensado - Cad - %	3,0	
captura de sólidos - Cap - %	85	
pressão absoluta de operação - P - atm	6,0	
razão A/S - mL ar/mg SST	0,007	
solubilidade do ar (22°C) - so - mL/L	17,9	
fator f	0,5	
vazão de recirculação - R - m³/d	3675 MLSSSTA* (A/S)*Vtld/(1,3*so*(f*P-1))	
taxa de aplicação hidráulica - Sh - m³/m²/d	277 (R+Vtld)/Nfl/(π*Dfl²/4) ≤ 120 m³/m²/d	
dimensões dos tanques		
carga sólida aplicada - Ss - kg/m²/d	28,8 WEF 2010	
diâmetro - Dfl - m	4,74 (Mtlld/Nfl/(6*πSs)) ^{0,5}	
NOTA: observa-se que a taxa de aplicação hidráulica, no caso, controlaria o processo de flotação. Então, o diâmetro será redefinido para a taxa de aplicação superficial de 100 m³/m²/d (< 120 m³/m²/d)..		
diâmetro corrigido - Dfl' - m	7,90	
taxa de aplicação hidráulica corrigida - Sh' - m³/m²/d	100 (R+Vtld)/Nfl/(π*Dfl'²/4)	
profundidade útil lateral - Hul - m	5,00	
profundidade útil central - Huc - m	5,40 Hul+(1/10)*Dfl'/2	
profundidade total lateral - Htl - m	5,60 Hul+0,60 m	
bombas de recirculação de água saturada dos flotores		
tipo	centrífuga, horizontal, velocidade variável	
instalação	1 para cada câmara de saturação	
suprimento de água	efluente secundário desinfetado	
quantidade - Nb	2 2+1 1 p/ cada flotor	
período de operação - Jld - h	24 J	
vazão - Qld - L/s/bomba	21 R/Nb/J*1000/3600	
altura manométrica - Hman - mCA	62,0 (P-1,0)*10,33m, folga=,20%	
potência unitária instalada - Purl - cv/bomba	30 Qrl*Hman/75/0,64*folga,=10%	

NOTA :serão 2 câmaras de saturação, sendo 1 para cada flotor e para cada bomba de recirculação. Serão fornecidas pelo fabricante dos raspadores de superfície e de fundo dos tanques de flotação.

sopradores de ar de saturação	
tipo	deslocamento positivo ou alternativo
quantidade - N _{sf}	2 2+1 1 para cada câmara de saturação
vazão total de ar (condição padrão local) - Q _{tarfl} - L/mir	238 M _{tld} *(A/S)*1000/1440*folga,=100%
vazão mássica unitária de ar - Q _{muar} - kg/s/soprador	0,0023 Q _{tarfl} /1000/N _{sf} /60*μ _{ar}
potência média unitária - P _{sop} - kW/soprador	1,2 Q _{muar} /8,41*R/1000*(273,15+T _x)/(E _{sop} /100)*((P+30%*P))^0,283-1)*folga,=50%
características do lodo flotado	
massa específica - μ _{ad} - kg/m ³	1012
volume - V _{ad} - m ³ /d	684 Cap/100*M _{tld} /(C _{ad} /100*μ _{ad})
massa de SST - M _{tad} - kg SST/d	20770 Cap/100*M _{tld}
massa de SSV - M _{vad} - kg SSV/d	14207 Cap/100*M _{ld}
características do subnadante reciclado	
volume de subnadante - V _{sub} - m ³ /d	5425 V _{tld} -V _{ad}
massa específica - μ _{sub} - kg/m ³	1003
massa de SST - M _{tsub} - kg SST/d	3665 (1-Cap/100)*M _{tld}
massa de SSV - M _{vsub} - kg SSV/d	2507 (1-Cap/100)*M _{ld}
teor de SST - C _{sub} - %	0,07 M _{tsub} /V _{sub} /μ _{sub} *100

A demanda de potência na flotação seria 48 kW e a potência consumida, 1.153 kWh.dia.

O balanço de potência da fase sólida incluindo a flotação seria de:

$$= -23 \text{ kW} - 48 \text{ kW} = -71 \text{ kW}.$$

- tanque de lodo para desaguamento

10- Tanques de Lodos a Desaguar

tipo	concreto
instalação	fechado, descarga livre de gases para atmosfera
regime de operação	contínuo, 24 h/d
quantidade de tanques - N _t	2 2+0
tempo médio de armazenamento - T _a - h	6,0
características dos lodos a desaguar	
volume - V _{tld} - m ³ /d	684 V _{ad}
massa de SST - M _{tld} - kg SST/d	20770 M _{tad}
massa de SSV - M _{vld} - kg SSV/d	14207 M _{vad}
relação SSV/SST - sv/st - %	68 M _{tld} /M _{vld} *100
concentração SS - C _{ssld} - %	3,0 M _{tld} /V _{tld} *100/μ _{ld}
massa específica - μ _{ld} - kg/m ³	1010
volume útil de cada tanque - V _u - m ³ /tanque	86 V _{tld} /J*T _a /N _t
dimensões	
largura - W - m	6,00
comprimento - L - m	12,00 2*W
profundidade total - H _t - m	3,09 inclui lastro de submersão (0,90 m) dos misturadores submersos
borda livre - b _l - m	1,00
profundidade útil máxima - H _u - m	1,19 V _u /L/W

misturadores submersos	
quantidade em cada tanque - N/tanque	1 1+1 instalados
densidade de potência - dp -W/m ³	35
potência unitária requerida - Pu - kW/cj	5,3 Vu*dp/1000*(Hu+0,90)/Hu
bombas de alimentação das extrusoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
	1 bomba por extrusora
período de operação - Jld - h	24 J
concentração do lodo - Csslid - %	3,0 Csslid
quantidade - Nb	3 3+1 1 p/ cada extrusora
vazão - Qld - m ³ /h/bomba	9,5 Vtld/Jld/Nb
pressão manométrica de decarga - Pld - mCA	30
potencia instalada - Prii -kW/cj	1,3

A demanda de potência requerida no tanque de lodo a desaguar seria 14 kW e a potência consumida, 346 kWh.dia.

Continuando o balanço de demanda de potência da fase sólida incluindo este tanque, então:

$$= -23 \text{ kW} -48 \text{ kW} -14 \text{ kW} = -85 \text{ kW}.$$

- desaguamento mecânico do lodo flotado

11- Desaguamento Mecânico de Lodos

tipo	extrusoras (tambores rotativos)
jornada de produção - JP - h/d	24 J
quantidade de extrusoras - Next	3 3+1
sólidos a desaguar	
massa de SST a desaguar - Mx' - kg SST/d	20770 Mtd
relação SSV/SST - sv/st - %	68 sv/st
teor de SST no lodo a desaguar - Xr' - %	3,0 Csslid
capacidade mássica unitária das extrusoras - Zext - kg SST/h/máquina	288 Mtd/JP/Next
capacidade volumétrica unitária das extrusoras - Wext - m ³ /h/máquina	10 Vtld/JP/Next
captura de sólidos - Cs - %	93
demanda de polímero catiônico - Pol - %	1,20 em relação à massa de SST
massa seca diária de lodo desaguado - DG - kg SST/d	19317 Cs/100*Mx'
teor de RNFT no lodo desaguado - Xext - %	17
massa específica da torta de lodo - μ tl - kg/m ³	1080
volume diário da torta de lodo - Vtl - m ³ /d	105 DG/(Xext/100* μ tl)
massa diária da torta de lodo a 17% - Tx - t/d	114 Vtl* μ tl/1000
volume diário de água na torta - Vat - m ³ /d	94 (1-Xext/100)* μ tl/1000*DG/(Xext/100* μ tl)
volume diário de centrado - Vcent - m ³ /d	590 Vad-Vat
vazão média de reciclagem - Qrecic - L/s	6,8 Vcent/86,4
massa diária de RNFT na torta de lodo - Mx - t/d	19 Xext/100*Tx
potência específica requerida - lper - kW/m ³	0,0100 adaptado Burton, 1996
potência total requerida - Ptr - kW	36 lper*Q

bombas de alimentação da estufa de secagem complementar	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - Jld - h	24 J
concentração do lodo - Csslid - %	17 Xext
quantidade - Nb	1 1+1
vazão - Qld - m ³ /h/bomba	4,4 Vtl/Jld/Nb
pressão manométrica de descarga - Plid - mCA	40
potencia instalada - Prli -kW/cj	0,9

NOTA: a torta de lodo produzida a 17% bs será transferida para estufa agrícola para secagem complementar a 30%, através de correias transportadoras horizontais e bombas de massa verticais.

torta de lodo secada a 30% de RNFT	
teor de RNFT - Ctf - %	30
massa específica da torta de lodo - μ tf - kg/m ³	1100
volume diário - Vtf - m ³ /d	59 DG/(Ctf/100* μ tf)
massa diária - Mtf - t/d	64 Vtf* μ tf/1000

A produção de torta de lodo a 30% em base seca seria de 59 m³/d/(m³/s) e 64 t/d/(m³/s), índices ainda claramente elevados tendo em vista o custo que envolveria a transferência e a disposição final da torta de lodo em aterro sanitário.

A demanda de potência ao longo da unidade de desaguamento de lodo seria 37 kW e a potência consumida, 886 kWh.dia.

Concluindo então o balanço de energia da fase sólida com a unidade de desaguamento:

$$= -23 \text{ kW} - 48 \text{ kW} - 14 \text{ kW} - 37 \text{ kW} = -122 \text{ kW}.$$

- produtos químicos

12- Produtos Químicos

12.1- Hidróxido de Sódio - Alcalinização Adicional para Garantia da Nitrificação em pH 7,1 e Ambiente Tamponado

concentração da solução comercial - Csc - %	50 em peso
massa específica da solução comercial - γ sc - kg/m ³	1500
dosagem de sal - D - mg/L	42 Δ aic'
dosagem de solução comercial - D' - mg/L	85 D/(Csc/100)
consumo mássico de solução comercial - C - kg/d	7302 D'/1000*Q*J
consumo volumétrico de solução comercial - C' - m ³ /d	4,87 C/ γ sc
tanques de armazenamento	
quantidade - Ntp	5
tipo	vertical, com tampa/fundo plano, em resina, com sensor/medidor/transmissor de nível

12- Produtos Químicos

12.1- Hidróxido de Sódio - Alcalinização Adicional para Garantia da Nitrificação em pH 7,1 e Ambiente Tamponado

concentração da solução comercial - Csc - %	50 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1500
dosagem de sal - D - mg/L	42 Δ_{alc} '
dosagem de solução comercial - D' - mg/L	85 D/(Csc/100)
consumo mássico de solução comercial - C - kg/d	7302 D'/1000*Q*J
consumo volumétrico de solução comercial - C' - m ³ /d	4,87 C/ γ_{sc}
tanques de armazenamento	
quantidade - Ntp	5
tipo	vertical, com tampa/fundo plano, em resina, com sensor/medidor/transmissor de nível
período de armazenamento - P - d	15,4
volume unitário - Vu - m ³ /tanque	15,0 P*C'/Ntp
dimensões principais	
diâmetro - ϕ_{tp} - m	2,00
altura total - Htp - m	4,99
lâmina de líquido - Hlt - m	4,75
volume de serviço - V stp - m ³	15 Hlt $\pi^2/4*\phi_{tp}^2$
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Qxbd - L/h.bomba	254 Qmbd*25% de folga
vazão unitária média - Qmbd - L/h.bomba	203 C'*1000/J/Nbd
pressão manométrica de descarga - Pdbd - mCA	15
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,30

12.2- Polímero Catiônico de Desaguamento

tipo	emulsão comercial
concentração da solução comercial - Csc - %	30 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1150
dosagem de produto sem água - D - mg/L	364 Pol/100*Mx'/Vad*1000 relação ao volume de lodo a desaguar
dosagem de emulsão comercial - D' - mg/L	1214 D/(Csc/100)
consumo mássico de emulsão comercial - C - kg/d	831 D'/1000*Vad
consumo volumétrico de solução comercial - C' - L/d	722 C/ γ_{sc} *1000
armazenamento	
tipo	container
período de armazenamento - P - d	30
volume unitário - Vu - m ³ /container	0,25
dimensões principais	
lado - Ltp - m	0,60
altura total - Htp - m	0,60
lâmina de líquido - Hlt - m	0,70
volume de serviço - Vtp - m ³	0,25 Ltp*Htp*Hlt
quantidade - Ntp	86 P*C'/1000/Vtp
área total requerida - Atr - m ²	46 Ntp*Ltp ² *150%
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Qxbd - L/h.bomba	38 Qmbd*25% de folga
vazão unitária média - Qmbd - L/h.bomba	30 C'/J/Nbd
pressão manométrica de descarga - Pdbd - mCA	15
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,21

A demanda de potência com produtos químicos seria relativamente muito baixa, 0,5 kW, e a potência consumida, 12 kWh.dia.

Atualizando então o balanço energético para toda a planta de tratamento, fases líquida (inclusive tratamento preliminar) e sólida e produtos químicos, a potência requerida seria:

68 kW (tratamento preliminar) + 70 kW (tanque de equalização de vazão de efluente bruto) + 3.313 kW (reatores RBS) + 111 kW (tanque de equalização de efluente secundário) + 28 kW (filtração do efluente secundário) + 180 kW desinfecção por (radiação UV) + 122 kW (fase sólida) + 0,5 kW (produtos químicos) = 3.892 kW/(m³/s).

Em decorrência, o consumo específico de energia total previsto seria:

1.624 kWh.dia (tratamento preliminar) + 1.669 kWh.dia (tanque de equalização de vazão de efluente bruto) + 52.220 kWh.dia (reatores RBS) + 2.674 kWh.dia (tanque de equalização de efluente secundário) + 666 kWh.dia (filtração do efluente secundário) + 4.320 kWh.dia (desinfecção por radiação UV) + 2.939 kWh (fase sólida) + 12 kWh.dia (produtos químicos) = 66.125 kWh.dia/(m³/s).

- tratamento de correntes secundárias

Às correntes secundárias produzidas, diante da ausência de digestão anaeróbia ou aeróbia de lodos e biossólidos, segundo MetCalf&Eddy-AECOM ((1), p. 1663), corresponderiam concentrações de constituintes limitadas a:

- DBO < 400 mg/L
- NH₄⁺ < 100 mg N/L
- SST < 900 mg/L
- PO₄³⁻ < 7,0 mg P/L.

A vazão de reciclagem de 69,6 L/s corresponderia a um fator de diluição de 14,4 unidades em relação à vazão específica de 1,000 m³/s da corrente principal. Ainda assim, as correntes secundárias não precisariam ser submetidas à equalização de fluxo ou mesmo reduções dos teores dos constituintes principais.

9- SIMULAÇÃO DO FLUXOGRAMA 3 PTE 20

O fluxograma 3 PTE 20 foi por mim concebido para incorporar todos os temas envolvidos com a política RUEQ, listados à p.14.

- tratamento de fase líquida

O modelo adotado para esta fase do tratamento seria o LA tipo fluxo de pistão com reatores anaeróbios e anóxicos dispostos a montante de aeróbios, para remoção biológica de DBO, N e P, com e recirculações compatíveis com o modelo UCT (Capetown University).

O processo biológico aeróbio, onde se desenvolveria o consórcio das biomassas metabolizantes dos 3 constituintes, seria o núcleo de consumo de energia elétrica da planta, dividido.

Estaria, assimetricamente, dividido entre consumos de oxigênio de biomassas heterotróficas de DBO e de autotróficas oxidantes de NH_4^+ e NO_2^- . Praticamente nenhuma demanda de energia caberia às bactérias heterotróficas relacionadas à remoção de P.

Sabe-se que a quantidade de energia consumida nos reatores aeróbios seria proporcional às quantidades mássicas de carga daqueles 2 primeiros constituintes e das respectivas eficiências de remoção requeridas.

Para determinado efluente bruto e para determinadas eficiências de remoção requeridas, deduz-se que se reduzidas as massas de constituintes afluentes aos reatores aeróbios menor quantidade de energia seria neles consumida e, conseqüentemente, no processo de tratamento biológico de fase líquida.

Então, se assim é, haveria possibilidade de se lidar com técnicas racionais para reduzir as cargas mássicas dos 2 constituintes DBO e N afluentes aos reatores aeróbios.

A principal dessas técnicas, a “clássica” decantação primária (DP), por exemplo, responderia de pronto a tal propósito de intervenção.

Eficiências de remoção de DBO e SST na DP poderiam ser obtidas nas faixas de 35% e 55%, respectivamente, para tempos médios de detenção de 2,0 h.

Conseqüentemente, aos reatores aeróbios afluiria carga orgânica reduzida em 35% em razão do seu desvio parcial que seria realizado na DP, encaminhando

o lodo primário com essa carga orgânica para o tratamento de fase sólida onde então seria transformada em biogás e biossólidos.

A racionalidade incluída nessa técnica de utilização da DP para arrefecimento de cargas orgânica e de SST afluentes aos reatores aeróbios seria múltipla, como se vê com os fatos seguintes, que vão além da redução da ordem de 35% da demanda de energia nos reatores aeróbios em relação à hipótese em que não se dispusesse da DP.

Primeiro, porque a carga de constituintes (DBO, NKT, SST e P) desviada pela DP, após alguns passos de condicionamentos intermediários, seria processada na digestão anaeróbia, onde então produziria biogás, cenário de referência na política RUEQ como forma de energia química recuperada do efluente bruto.

Segundo, porque a carga de SSV desviada pela DP, inerente ao lodo primário, seria de muito mais fácil degradação nos digestores anaeróbios do que a equivalente em biossólidos que fosse produzida nos reatores aeróbios.

Terceiro, a eficiência do aproveitamento do lodo primário como substância base para produção de AGV em substituição a produtos químicos, a partir da sua hidrólise e fermentação, seria muito superior à desenvolvida através da hidrólise e fermentação do lodo biológico descartado dos reatores aeróbios em quantidade equivalente.

Os AGV seriam utilizados como fontes receptoras de elétrons nas biorreações envolvendo as remoções de PO_4^- e de NO_3^- nos reatores anaeróbios e anóxicos.

Quarto, a redução das cargas de DBO e SST na DP implicaria também na redução do teor de NKT particulado no afluente aos reatores aeróbios, não na razão direta da redução média de DBO, 35%, mas, talvez, da ordem de 10% 15%, no mínimo (considerando que parcela de proteínas entre os constituintes básicos do efluente bruto é da ordem de 33%).

O abatimento de NKT refletiria diretamente na redução do consumo de energia para nitrificação nos reatores aeróbios e também na redução do adicional requerido de alcalinidade total para controle permanente do pH nos reatores aeróbios e anaeróbios em nível $>7,1$ com capacidade tampão garantida por alcalinidade total de 70 a 90 mg/L de CaCO_3 .

A carga orgânica efluente da DP poderia ser reduzida ainda mais antes que alcançasse os reatores aeróbios, como se em uma busca continuada para arrefecer o consumo de energia elétrica nos reatores aeróbios e ampliar, de forma concomitante, a produção de biogás na digestão anaeróbia em busca da autossuficiência energética declarada na política RUEQ.

A filtração do efluente primário, que aqui será designada de filtração superficial (FS), executada em sistemas mecânicos contínuos de discos com telas específicas, de abertura entre 4 e 30 µm, com baixo consumo de água para lavagem (1 a 2% do fluxo médio de filtração) e reduzidíssimo consumo de energia, permitiria eficiências médias de remoção de DBO e SST da ordem de, respectivamente, 30% (25% a 35%) e 60% (45% a 70%) (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 411).

A partir da FS então o fluxo de efluente bruto pré-condicionado, com cargas de constituintes abatidas por uma segunda vez, afluiria, finalmente, aos reatores aeróbios (precedidos dos anaeróbios e anóxicos).

Tanto quanto as inserções das DP e FS, também seria importante para a aplicação da política RUEQ a segurança operacional dedicada ao processo de digestão anaeróbia dos lodos e biossólidos. Haveria razão para isso.

O contexto dessa citação seria com a preocupação de dotar os digestores anaeróbios, o bastião de sustentação da política RUEQ, por se tratarem de onde seria produzido o biogás para cogeração de energia, de condições operacionais de excelência protegidas para que seu desempenho operacional não se submetesse a riscos de origem externa.

Uma delas diria respeito à areia de transpasse que os pudesse alcançar e produzisse, por sedimentação, perda de volume útil, conseqüentemente de eficiência e de operacionalidade. Desse ponto de vista então, toda a abrangência da aplicação da política RUEQ correria risco de fracasso.

Mesmo diante da expectativa do ótimo desempenho da remoção de areia oferecido pelos desarenadores aerados do tratamento preliminar, considerando diâmetros equivalentes de areia de 0,075 mm, para compensação do efeito adsorção-empuxo por ação de surfactantes adsorvidos pelos grãos, ainda haveria transpasse de areia fina e silte, que, no universo cumulativo, cresceria indefinidamente dentro dos digestores.

Nesse alinhamento, a areia e silte transpassados do tratamento preliminar alcançaria a DP, depois, os adensadores gravitacionais de lodo primário, e a partir destes, os digestores anaeróbios. Então assim se fecharia um circuito de risco real.

Para interromper esse ciclo, se proporia que o circuito de transferência de lodo primário para os adensadores gravitacionais fizesse, em sua extremidade de jusante, conexão direta com um sistema de hidrociclones dimensionados para remoção garantida das frações de areia fina e silte transpassadas do tratamento preliminar. Desse modo, o máximo razoável de garantia operacional estaria oferecido aos digestores.

- tratamento preliminar

Pré-Dimensionamento do Modelo UCT com Sedimentação Primária e Filtração Superficial

1- Dados Básicos

vazão nominal - Q - m ³ /h	3600
jornada de produção - J - h/d	24
fator FS	1,15 15% de folga
características do efluente bruto	
DQOb - So - mg/L	600
DBO - Sdbo - mg/L	330 DBO5,20
NKT - mg N/L	40
SST - mg/L	290
SSV - mg/L	218 75% de SST
SSVnb - mg/L	98 45% de SSV
P- mg P/L	7,5 P total
alcalinidade total - Alcb - mg CaCO ₃ /L	120
temperatura mínima do efluente bruto - T - °C	22
temperatura máxima do ar - Tx - °C	35
massa específica da água - μ - kg/m ³	998 22°C

2- Tratamento Preliminar

tipo	em 2 unidades separadas: peneiramento fino na 1 ^a e muito fino seguido de remoção de areia e O&G na 2 ^a unidade	
1 ^a remoção de sólidos grosseiros		
peneiramento fino com lavagem e compressão	tambor rotativo inclinado instalado em módulo pré-fabricado de aço inoxidável	
quantidade de módulos - N	3 3+0	
espaçamento - E1 - mm	12	
vazão máxima por módulo - Qm - L/s/módulo	500,0 Q/N/3,6*N/(N-1)	sobrecarga de 1 módulo fora
taxa específica de remoção - TG1 - m ³ /m ³ esgoto	0,000075	
volume total de sólidos removidos - Vsg1 - m ³ /d	6,48 Q*J*TG1	
concentração dos SG extraídos - C - % em base seca	25	
massa específica do SG extraído - μ - kg/m ³	1000	
massa total de sólidos removidos - Msg1 - kg/d	1620 Vsg1*C/100* μ	
2 ^a remoção de sólidos grosseiros		
peneiramento fino com lavagem e compressão	tambor rotativo inclinado instalado em módulo pré-fabricado de aço inoxidável, integrando o desarenador aerado	
quantidade de módulos - N	3 3+0	
espaçamento - E2 - mm	2	
vazão máxima por módulo - Qm - L/s/módulo	500,0 Q/N/3,6*N/(N-1)	sobrecarga de 1 módulo fora
taxa específica de remoção - TG2 - m ³ /m ³ esgoto	0,00005	
volume total de sólidos removidos - Vsg1 - m ³ /d	4,32 Q*J*TG2	
concentração dos SG extraídos - C - % em base seca	25	
massa específica do SG extraído - μ - kg/m ³	1000	
massa total de sólidos removidos - Msg1 - kg/d	1080 Vsg1*C/100* μ	
desarenador		
tipo	aerado com canal lateral de remoção de O&G	
desarenador	equipamento horizontal, fabricado em aço inoxidável, com parafusos sem-fim horizontal e inclinado e lavagem da areia	
quantidade de módulos - N	4 4+0	
vazão máxima por módulo - Qm - L/s/módulo	333 Q/N/3,6*N/(N-1)	sobrecarga de 1 módulo fora
taxa específica de remoção - TA - m ³ /m ³ esgoto	0,00003	
volume total de areia removida - Va - m ³ /d	2,59 Q*J*TA	
concentração de areia extraída - C - % em base seca	95	
massa específica de areia extraída - μ - kg/m ³	2500	
massa total de sólidos removidos - Msg1 - kg/d	6156 Va*C/100* μ	
dimensões		

lâmina d'água - Ha - m	3,00
largura - Wa - m	7,50 2,5*Wa
comprimento - La - m	30,00 4*Wa
canal lateral de O&G	
largura - Wog - m	0,60
vazão unitária de ar soprado - Qars - m³/min/desarenador	10,50 0,35*La
pressão absoluta de descarga - Pd - mCA	15,33
sopradores	
quantidade - Nsop	4 4+1
vazão mássica de ar - Ws - kg/s/soprador	0,602 3*Qars*1,146/60 3 é relação para a condição padrão
potência instalada unitária - Pi - kW/soprador	31 Ws/8,41*R/1000*(273,15+Tx)/(Esop/100)*(((Pd+Htar/Pd)^0,283-1)

3- Tanque de Equalização de Vazão

tipo	concreto armado, acima do terreno, aberto
tempo de detenção máximo - Td - h	5,0 em relação à vazão média de efluente bruto
volume útil total - Vu - m³	18000 Q*Td
número de compartimentos - N	2 iguais entre si e separados por comporta de comando
compartimentos	
seção horizontal	retangular
volume útil unitário - Vuu - m³/compartimento	9000 Vu/N
lâmina d'água máxima - Hux - m	3,47
comprimento - L - m	72,02 2*W
largura - W - m	36,01 (Vuu/Hu/2)^0,5
lâmina d'água morta - Hm - m	1,00 p/ submersão de misturadores submersos
borda livre - Bl - m	1,00
profundidade total - Ht - m	5,47 Hm+Hux+Bl
misturadores	
quantidade - Nm - cj/compartimento	6 6+1, todos instalados
tipo	bomba submersa com tubo de aspiração para oxidação de até 10 mg/L de H2S
relação estequiométrica O2:H2S	1,5 2H++S-2 +3/2O2 ⇌ SO2+H2O
teor de H2S admitido - Chs - mg/L	10
demanda de oxigênio - Do - mg/L	15 (O2:H2S)*Chs
consumo de oxigênio	
condição de campo - Co - kg/d	1296 Do/1000*Q*J
condição padrão - Co' - kg/d	2356 Co/0,55
densidade de potência - dp - W/m³	3
potência unitária - Pu - kW/misturador	5,8 dp*Vuu*(Hm+Hux)/Hux/1000/Nm

4- Decantação Primária

tipo	tanques circulares c/ raspadores diametrais lodo e espuma
quantidade - Ndp	4 4+0
taxa de aplicação superficial máxima - Sdpx - m³/m²/d	40
eficiência de remoção de SST - Esst - %	55
eficiência de remoção de DQOb - Edqo - %	35
eficiência de remoção de NKT - Enkt - %	15
eficiência de remoção de P - Ep - %	15
área unitária requerida - Audp - m²/dp	828 Q*FS/(Ndp-1)*J/Sdpx
diâmetro - Ddp - m	32,51 (Audp*4/π)^0,5
lâmina lateral - Hul - m	3,00
lâmina central - Huc - m	4,35 Hul+Ddp/2*(1/12)
borda livre - bl - m	0,70
profundidade lateral total - Ptl - m	3,70 Hul+bl
concentração do lodo - Clp - %	4,0
massa específica do lodo - μlp - kg/m³	1025
massa diária de SST removida - Mpt - kg RNFT/d	13781 Esst/100*Q*J*SST/1000
massa diária de SSV removida - Mpv - kg RNFT/d	10336 Esst/100*Q*J*SSV/1000
massa diária de DQOb removida - Mdqob - kg/d	18144 Edqo/100*Q*J*DQOb/1000
massa diária de DBO removida - Mdbo - kg/d	9979 Edqo/100*Q*J*DBO/1000

massa diária de NKT removida - Mnkt - kg/d	518 Enkt/100*Q*J*NKT/1000
massa diária de P removida - Mp - kg/d	97 Ep/100*Q*J*P/1000
volume diário de lodo primário - Vlp - m³/d	336 Mpt/(Clp/100* µlp)
tempo de detenção médio - Tdp - h	2,8 Ndp*Audp*Hul/Q
concentração dos constituintes no efluente da DP	
SSTdp - mg/L	131 (1-Esst/100)*SST
SSVdp - mg/L	98 (1-Esst/100)*SSV
DQObdp - mg/L	390 (1-Edqo/100)*DQOb
DBOdp - mg/L	215 (1-Edqo/100)*DBO
NKTdp - mg/L	34 (1-Enkt/100)*NKT
Pdp - mg/L	6,4 (1-Ep/100)*P
SSVnbdp - mg/L	44 45%*SSVdp
bombas de extração de lodo primário	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - Jlp - h	24
concentração do lodo - Clp - %	4,0 Clp
quantidade - Nb	4 4+1
vazão - Qpd - m³/h/bomba	3,5 Vlp/Jlp/Nb
pressão manométrica de decarga - Plp - mCA	20
potencia instalada - Prii - kW/cj	0,6

5- Filtração Superficial

tipo	discos com telas específicas, abertura entre 4 e 30 µm
quantidade - Nfs	8 8+0
vazão de água de lavagem - Qlfs - m³/d	1296 1,5%/100*Q*J
eficiência de remoção de SST - Esst - %	60
eficiência de remoção de DQOb - Edqo - %	30
eficiência de remoção de NKT - Enkt - %	5
eficiência de remoção de P - Ep - %	5
concentração de SST na água de lavagem - Cal - %	0,50 lavagem descontinua
massa específica do lodo - µal - kg/m³	1008
massa diária de SST removida - Mfst - kg RNFT/d	6765 Esst/100*Q*J*SSTtp/1000
massa diária de SSV removida - Mfsv - kg RNFT/d	5074 Esst/100*Q*J*SSVdp/1000
massa diária de DQOb removida - Mfsdqob - kg/d	10109 Edqo/100*Q*J*DQObdp/1000
massa diária de DBO removida - Mfsdbo - kg/d	5560 Edqo/100*Q*J*DBOdp/1000
massa diária de NKT removida - Mfsnkt - kg/d	147 Enkt/100*Q*J*NKTdp/1000
massa diária de P removida - Mp - kg/d	28 Ep/100*Q*J*Pdp/1000
volume diário de água de lavagem - Val - m³/d	1342 Mfst/(Cal/100* µal)
concentração dos constituintes no efluente da FS	
SSTfs - mg/L	52 (1-Esst/100)*SSTdp
SSVfs - mg/L	39 (1-Esst/100)*SSVdp
DQObfs - mg/L	273 (1-Edqo/100)*DQObdp
DBOfs - mg/L	150 (1-Edqo/100)*DBOdp
NKTfs - mg/L	32,3 (1-Enkt/100)*NKTdp
Pfs - mg/L	6,1 (1-Ep/100)*Pdp
SSVnbfs - mg/L	18 45%*SSVnbdp
bombas de alimentação do tratamento biológico	
tipo	centrífuga, horizontal, velocidade variável
quantidade - Nbr	3 3+1 1 p/cada reator
período de operação - PO - h/d	24 J
vazão unitária - Qur - L/s	333 Q/Nbr/3,6
altura manométrica - Hman - mCA	7,00
potência unitária instalada - Pur - cv/bomba	50 Qrl*Hman/75/0,69*folga,=10%

A previsão da potência instalada desde o tratamento preliminar até as unidades da FS seria 415 kW e a de potência consumida, 9.956 kWh.dia.

Segundo um balanço de energia desde o tratamento preliminar até a extremidade de jusante da FS se teria uma situação de déficit de potência igual a:

= -415 kW.

Exceto a estimativa de abatimento de 19% relativo aos teores de NKT e P, admitida com a implantação da DP e FS, os constituintes DQOb e DBO teriam suas cargas mássicas alimentando o processo biológico aeróbio reduzidas em mais de 50%, valor que seria entendido diretamente como economia de energia do sistema, como se verá nas próximas estimativas.

A redução de mais de 80% dos SS do efluente bruto também concorreria para definir esse consumo de energia no sistema de aeração do tratamento biológico de fase líquida, pela parcela intrínseca de SSV.

Em relação ao custo de investimento a mais que aparentemente a implantação das unidades de equalização de vazão de efluente bruto, DP e FS implicariam, nem todo o valor imaginário seria verdadeiro.

A maior fração do imaginário seria compensada pela redução dimensional dos reatores anóxicos e aeróbios e das unidades DS, que, para cargas menores dos constituintes de tratamento, demandariam volumes e áreas construídas menores, e também sistemas de aeração e de mistura hidráulica de menor potência.

Para simples ilustração da economia resultante do abatimento dos constituintes do efluente bruto antes de sua entrada nos tanques de aeração, se rapidamente comparados os fluxogramas 1 PTE Básica e este, 3 PTE 20, eis alguns resultados envolvidos com a compensação de dimensões e de demandas de energia (relativos à vazão específica de 1,000 m³/s).

Fluxograma	Tanques de Aeração		Decantadores Secundários	
	Tempo de Detenção (h)	Potência Requerida (kW)	Quantidade	Diâmetro (m)
1 PTE Básica	11,0	1.578	8	36,0
3 PTE 20	5,5	711	4	32,8

O processo biológico de remoção de DBO, N e P seria dimensionado com idade do lodo de valor compatível com a máxima capacidade de nitrificação do sistema, teor de NH₄⁺ no efluente tratado de 0,50 mg N/L (NOTA 1, p. 14).

A idade do lodo não seria mais do que a necessária para a máxima capacidade de nitrificação em razão da necessidade de se potencializar ao máximo a eficiência da remoção biológica de P, pois que ela é dependente, por assim dizer, do valor mais reduzido possível da idade do lodo, como já descrito anteriormente.

A título de ilustração e posicionamento dentro da realidade em que estão sendo estudados os processos biológicos de tratamento envolvendo os fluxogramas 1 PTE 2, 2 PTE 2 e 3 PTE 20, a idade do lodo mínima seria balizada pelo seguinte valor da idade do lodo mínima para nitrificação máxima:

6- Tratamento Biológico

vazão corrigida do afluente aos reatores aeróbios -
 $Q' - m^3/h$ 3530 $Q-V_{lp}/J-Val/J$

NOTA: em função do balanço de massas para adição de AGV como suprimento adicional à remoção de P e N, mostrado ao longo do texto, as concentrações dos constituintes do fluxo afluente aos reatores aeróbios serão corrigidas para os seguintes valores:

concentração corrigida dos constituintes para a entrada dos reatores aeróbios	
SST - mg/L	45 SSTfs*(236/DQObfs)
SSV - mg/L	32 SSVfs*(236/DQObfs)
DQOb - $So' - mg/L$	236 balanço de massas de AGV
DBO - mg/L	129 balanço de massas de AGV
Sdbo (afluente ao anóxico) - mg/L	159 balanço de massas de AGV
NKT - mg/L	27 NKTfs*(236/DQObfs)
P - mg/L	5,0 Pfs*(236/DQObfs)
SSVnb - mg/L	14 SSVnbfs*(236/DQObfs)
modelo de referência	reatores UCT com remoção biológica de N e P e remoção máxima de N para NH_4^+ de 0,50 mg N/L no efluente tratado
idade do lodo de reação aeróbia - IL - d	5,2
reatores anaeróbios	
quantidade de reatores - Nana	3 1 na cabeceira de cada reator aeróbio
taxa de recirculação dos reatores anóxicos - R_{ana}	2,0
teor de SST - SSTana - mg/L	1707 vide balanço de massas a seguir
tempo de detenção - Tana - h	1,0
volume unitário dos reatores - Vuana - $m^3/reator$	1177 Tana* $Q'/Nana$
dimensões	
lâmina d'água - Hu - m	6,36 Hu+0,20 m
largura - W - m	16,54 W
comprimento - L - m	11,18 Vuana/Hu/W
borda livre - BI - m	1,04
profundidade total - Ht - m	7,40 Hu+BI
misturadores submersos	
quantidade de misturadores - Nm - n/tanque	3 3+1 instalados
densidade de potência - dp - W/ m^3	3,5
potência unitária - Puanar - kW/misturador	1,4 dp*Vuana/1000/Nm
nitrificação	
coeficiente de síntese de BOA - $Y_n - gSSV/gDQOb$	0,15
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da BOA a 20°C - $\mu_{máx} - gSSV/SSV/d$	0,90
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,072
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da BOA à 22 °C - $\mu_{máx} - gSSV/SSV/d$	1,03 $\mu_{máx}*\theta^{(T-20)}$
coeficiente de decaimento endógeno a 20°C - $b_n - gSSV/gSSV/d$	0,17
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,029
coeficiente de decaimento endógeno a 22°C - $b_n - gSSV/gSSV/d$	0,18 $b_n*\theta^{(T-20)}$

teor de OD no reator aeróbio - OD - mg/L	2,0
teor de NH ₄ ⁺ no efluente - Snh - mg N/L	0,50
coeficiente de meia-velocidade BOA - Ko - mg/L	0,50
coeficiente de meia-velocidade NH ₄ ⁺ - KNH ₄ - mg/L	0,50
taxa de crescimento específico BOA a 22°C - μ _a - gSSV/gSSV/d	0,23 μ _{máx} *(Snh/(Snh+Knh))*(OD/(OD+Ko))-bn
idade do lodo mínima para nitrificação - ILn - d	4,3 1/μ _a < IL = 5,2 d
fração decimal de NO _x do NKT - NO _x	0,66
fração mássica de NO _x - NO _x - mg N/L	17,5 NO _x *NKT
massa de BOA/BON no sistema - P _{xboa} - kg SSV	597 Q*J*Yn*NO _x /1000*IL/(1+bn*IL)
concentração de BOA/BON ativa no sistema - X _{vboa} - mg/L	31 P _{xboa} /V _{ae} *1000

Ao valor mínimo requerido de 4,3 d definido para a idade do lodo de nitrificação máxima à temperatura mínima de 22 °C, considerando a influência do tanque de equalização de vazão de efluente, se aplicaria um fator de segurança de apenas 1,2 (contra o valor \geq que 2,0, indicado para plantas sem tanque de equalização), e se elevaria então assim a idade do lodo de projeto para 5,2 d.

Essa posição de equilíbrio entre estágios simultâneos relativos à oxidação máxima de NH₄⁺ e à máxima eficiência de remoção de P no processo biológico impediria a concepção da remoção de N (NO₃⁻ e NO₂⁻) por variações da nitrificação/denitrificação como as indicadas a seguir.

Variações como a NdNs (nitritação/denitritação simultânea) e/ou a NdNc (nitrificação/denitrificação cíclica), dado que ambas pressuporiam valores elevadíssimos da idade do lodo (> 25/30 d) e diante da dificuldade de transferência de fluxos de massas através de diferentes composições de flocos microbiológicos, não seriam compatíveis com alcance da máxima eficiência de remoção biológica de P exigida neste estudo conceitual.

Segundo MetCalf&Eddy-AECOM (1), pp. 872 a 874), a relação DBO/NO_x para garantia de ambiente favorável à produção de DQO_r a partir da DQO_b no afluente em quantidade suficiente para satisfazer a remoção máxima de NO₃⁻ nos reatores anóxicos seria da ordem de 4:1.

Ou seja, para NO_x igual a 80% do NKT, a concentração de DQO_b requerida à entrada dos reatores anóxicos seria de, no mínimo:

$$DQO_b = 32,3*80/100*4*1,81 = 187 \text{ mg/L.}$$

O balanço de massas apresentado mais à frente mostra que, com aplicação de DQO_b adicional de 139 mg/L nos reatores anaeróbios, ficaria disponível a DQO_b de 290 mg/L à entrada dos reatores anóxicos, portanto satisfatoriamente superior ao requerimento de 187 mg/L estimado acima.

Os reatores anaeróbios seriam posicionados a montante dos anóxicos, configurando o modelo UCT com recirculações de lodo (RL) \leq 70% e de NO₃⁻

(RI) $\leq 400\%$ para os reatores anóxicos e recirculação anóxica, sem NO_3^- , $\leq 200\%$, dos reatores anóxicos para os anaeróbios.

Seria a configuração própria para redução a “0” ou muito próximo de “0” o teor de NO_3^- no fluxo afluente aos reatores anaeróbios e assim daria sustentação ao metabolismo da biomassa heterotrófica OAF.

O tempo de detenção nos reatores anaeróbios no modelo UCT poderia variar de 1,0 a 2,0 h, até alcançar, por vezes, valores inferiores ao limite menor.

Seria adotado então neste fluxograma 3 PTE 20 o valor de 1,0 h, igual ao limite mínimo, por se ponderar que a recirculação dos anóxicos não seria alta e então a concentração de SST nos reatores anaeróbios não seria baixa.

Embora a relação $\text{DQO}_{\text{rb}}/\text{P}$ de 18 g/g pudesse ser favorável à obtenção de teor de P $< 0,50$ mg P/L no efluente tratado, o recurso de elevar a relação $\text{AGV}/\text{DQO}_{\text{rb}}$ com uso de reatores de hidrólise e fermentação do lodo primário poderia reduzir a relação requerida $\text{DQO}_{\text{rb}}/\text{P}$ de 18 g/g até 8 g/g, desde que dos reatores de hidrólise e fermentação derivasse sobrenadante onde a relação $\text{AGV}/\text{DQO}_{\text{rb}}$ fosse da ordem de 0,70 g/g.

Admite-se que esse poderia ser um cenário factível para se operar a produção de AGV nos reatores de hidrólise e fermentação do lodo primário. Então, dele poderia ser avaliado o seguinte montante de AGV para promover a remoção máxima de P.

- para $\text{DQO}_{\text{rb}}/\text{P}$ de 8,0 mg/L e P de 6,1 mg P/L

$$\text{DQO}_{\text{rb}} = 8,0 * 6,1 = 49 \text{ mg/L}$$

Admitindo, também por hipótese, que a fração da DQO_{rb} representasse 40% de DQO_b afluente aos reatores anaeróbios (fração favorecida pela origem nos reatores anaeróbios de hidrólise e fermentação de lodo primário bruto para produção autóctone de AGV), então o equivalente total de DQO_b seria:

$$\text{DQO}_b = 49 / (40/100) = 122 \text{ mg/L.}$$

O balanço de massas apresentado adiante, ponderando cargas de substrato envolvidas nas ofertas e consumos nos reatores anaeróbios e anóxicos, para garantir a estabilidade da biocinética destes últimos com DBO afluente > 120 mg/L (valor de segurança em relação à constante de meia saturação), indicaria a dosagem de substrato adicional requerida de 139 mg/L de DQO_b aplicada à entrada dos reatores anaeróbios.

A aplicação necessariamente contínua de substrato adicional (AGV) seria mais produtiva se efetuada a montante dos reatores anaeróbios porque, além da estabilidade do desenvolvimento dos processos de remoção biológica dos 3 constituintes (DBO, P e N), o valor mais elevado decorrente do fator F/M inibiria

o desenvolvimento das competitivas biomassas de bactérias heterotróficas filamentosas.

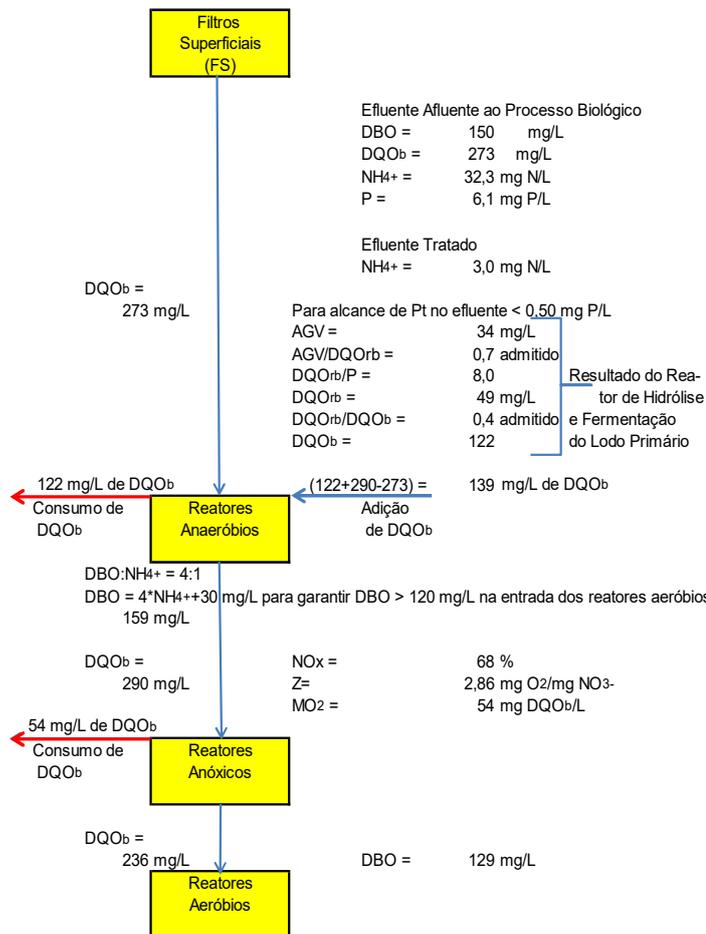
Por todo esse cenário teórico seria possível garantir a expectativa de alcançar resultados no efluente tratado de concentrações de NH_4 e NO_2^- iguais ou inferiores a, respectivamente, 0,50 mg N/L e 0,50 mg N/L, como também de 5,0 mg N/L de NO_3^- e NO_2^- (somados).

Diferentemente, maior dificuldade se teria para enquadramento do teor, esperado de P no VMP de 0,10 mg P/L definido na legislação para ambientes lóticos, como seria o caso do corpo receptor local.

Muito possivelmente, poderiam ser esperados resultados de teor de P em torno de 0,50 mg P/L.

Se a oferta de AGV produzido pela via da hidrólise e fermentação do lodo primário ocorresse de ser diferente da prevista, para maior, a tendência de aproximação do teor de P no efluente tratado a 0,10 mg P/L possivelmente se apresentaria. Por ora, é praticamente impossível teorizar sobre isso.

A seguir, o balanço de massas de AGV no processo biológico.



Para evitar riscos de estabilidade do processo biológico aeróbio, ou de dificuldades de controle da massa ativa de biossólidos, admitiu-se que seria prudente manter um afastamento do valor mínimo da DBO afluente aos reatores aeróbios em relação ao valor da constante de meia velocidade de reação (K_s).

Por esse detalhe, o balanço de massas foi elaborado considerando 120 mg/L como valor mínimo de DBO afluente aos reatores aeróbios. Para isso, seria necessária então a inserção de um adicional de 30 mg/L de DBO ou 55 mg/L de DQOb, além do estequiometricamente necessário para a remoção de P, à entrada dos reatores anaeróbios.

metabolismo DQOb

coeficiente de síntese de heterotróficas HE - Y_h - gSSV/gDQOb	0,45
coeficiente de decaimento endógeno a 20°C - b - gSSV/gSSV/d	0,12
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,040
coeficiente de decaimento endógeno a 22°C - b - gSSV/gSSV/d	$0,13 b^{\theta(T-20)}$
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da HE a 20°C - μ_{\max} - gSSV/SSV/d	6,00
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,070
coeficiente de taxa de crescimento máximo específico da HE à 22 °C - μ_{\max} - gSSV/SSV/d	$6,87 \mu_{\max}^{\theta(T-20)}$
constante de meia-velocidade DQOb - K_s - g/m ³	8,0
DQOb solúvel no efluente final - S_e - g/m ³	$0,4 K_s(1+b^*IL)/((IL*\mu_{\max}-b)-1)$
DBO solúvel efluente final - DBO _{se} - mg/L	2,0
SST efluente final - SST _{ef} - mg/L	10
DBO total efluente final - DBO _{te} - mg/L	$9 DBO_{se}+(0,85g DBO/g SST)*(0,80 g SSV/g SST)*SST_{ef}$
massa de heterotrófica de DBO no reator aeróbio - P_{xh} - kg SSV	$27888 Q^*J^*Y_h*(S_o-S_e)/1000^*IL/(1+b^*IL)$
concentração de heterotróficas de DBO ativa no reator aeróbio - X_{vh} - mg/L	$1425 P_{xh}/V_{ae}^*1000$
inventário de sólidos	
fração de resíduo celular - f_d - gSSV/gSSV	0,15
massa diária de produção de biossólidos - P_{xbio} - kg SSV/d	$J^*(Q^*Y_h*(S_o'-S_e)/1000/(1+b^*IL)+f_d*b^*Q^*Y_h*(S_o'-S_e)/1000^*IL/(1+b^*IL)+Q^*Y_n^*NO_x/1000/(1+b_n^*IL))$ 6021
verificação de NO _x NO _x ' - g/m ³	$17,5 NKT-S_{nh}-0,12^*1000^*P_{xbio}/Q/J$

NOTA: o valor de NO_x adotado por hipótese, anteriormente, de 17,5 mg N/L, é igual ao determinado acima para NO_x', então a hipótese pode ser considerada como aceita.

massa diária de produção de SSV - P_{xv} - kg/d	$7245 P_{xbio}+Q^*J^*SSV_{nb}/1000$
massa diária de produção de SST - P_{xt} - kg/d	$9410 (P_{xbio}/0,85+Q^*J^*SSV_{nb}/1000+Q^*J^*(SST-SSV)/1000)$
relação SSV _{bio} /SST - %	$64 P_{xbio}/P_{xt}^*100$
relação SSV/SST - %	$77 P_{xv}/P_{xt}^*100$
massa de SSV _{bio} nos reatores - M_{xvbio} - kg SSV _{bio}	$31308 P_{xbio}^*IL$
massa de SSV nos reatores - M_{xv} - kg SSV	$37677 P_{xv}^*IL$
massa de SST nos reatores - M_{xt} - kg SST	$48930 P_{xt}^*IL$
volume diário de lodo descartado - V_{xr} - m ³ /d	$1344 P_{xt}/(X_r/10000^*1000/100)$

$\mu = 1000 \text{ kg/m}^3$ (lodo descartado a 0,7% em base seca)

reatores aeróbios	
quantidade - N	3
teor de MLSSA - mg/L	2500
teor de SST na recirculação de lodo - Xr - mg/L	7000
volume total dos reatores aeróbios - Vae - m ³	19572 Pxt/MLSSA*1000
tempo de detenção - Tdh - h	5,5 Vae/Q'
dimensões	
lâmina d'água - Hu - m	5,96
largura - W - m	16,54 L/4
comprimento - L - m	66,17 (4*Vae/N/Hu) ^{0,5}
borda livre - BI - m	1,04
profundidade total - Ht - m	7,00 Hu+BI
fator A/M de DBO - Co - kg DBO/kgSSVbio/d	0,35 Q'*J*DBO/1000/Mxvbio
fator A/M de DQO - Co' - kg DQOb/kgSSVbio/d	0,64 Q'*J*DQOb/1000/Mxvbio
carga volumétrica de DBO - Cv - kg DBO/d/m ³	0,56 Q'*J*DBO/1000/Vae
carga volumétrica de DQOb - Cv' - kg DQOb/d/m ³	0,56 Q'*J*DBO/1000/Vae
taxa de recirculação de lodo - RL	0,56 MLSSA/(Xr-MLSSA)
concentração de SSVLMbio - Xbio - mg SSVbio/L	1600 Mxvbio/Vae*1000
concentração de SSVLM - Xv - mg SSV/L	1925 Mxv/Vae*1000
requisitos de oxigênio para metabolismo heterotrófico da DQOb e autotrófico da nitrificação	
demanda total de oxigênio em campo - Ro - kg O ₂ /d	18178 Q'*J*(DQOb-Se)/1000-1,42*Pxbio+4,57*Q'*J*NOx/1000
demanda total de oxigênio em campo - Ro' - kg O ₂ /h	757 Ro/J
reatores anóxicos	
quantidade de reatores - Nnx	3 1 na cabeceira de cada reator aeróbio
teor de SST - SSTana - mg/L	2.525 vide balanço de massas a seguir
concentração de biomassa ativa no sistema - Xat - mg SSVat/L	1425 Q'*J*IL/Vae*(Yh*(So-Se)/(1+bh*IL))
teor de NO ₃ - no efluente final - NO _{3-e} - mg N/L	5,0 teor máximo de nitratos e nitritos somados
taxa de recirculação de NO ₃ - - TIR	1,94 NOx/NO _{3-e} -1,0-RL
volume afluente por recirculações aos reatores anóxicos - Qanx - m ³ /d	211375 Q'*J*(TIR+RL)
massa de NO ₃ - afluente aos reatores anóxicos - Mnx - kg N/d	1057 Qanx*NO _{3-e}
volume total dos reatores anóxicos - Vnx - m ³	1957 10% de Vae (hipótese)
dimensões	
lâmina d'água - Hu - m	6,16 Hu+0,20 m
largura - W - m	16,54 W
comprimento - L - m	6,40 Vnx/Nnx/Hu/W
borda livre - BI - m	1,04
profundidade total - Ht - m	7,20 Hu+BI
misturadores submersos	
quantidade de misturadores - Nm - n/tanque	3 3+1 instalados
densidade de potência - dp - W/m ³	5,0
potência unitária - Puanx - kW/misturador	1,1 dp*Vnx/1000/Nm/Nnx
tempo de detenção - Tdnx - h	0,6 Vnx/Q'
fator A/Mb - kg/kg/d	4,8 Q'*J*Sdbo/(Vnx*Xat)
fração de DQOrb - DQOrb/DQOb - %	35
fator bo fator b0	0,24
fator bo fator b1	0,146
taxa específica de denitrificação a 20° C - TE _{dN} - g NO ₃ -/g Xat/d	0,47 b0+b1*(ln(A/Mb))
fator de correção de temperatura - θ (Arrhenius)	1,026
taxa específica de denitrificação a 22° C - TE _{dN'} - g NO ₃ -/g Xat/d	0,49 TE _{dN} *θ ^(T-20)
TE _{dN} corrigida devido ao reciclo de TIR - TE _{dN''} - g NO ₃ -/g Xat/d	0,44 TE _{dN'} -0,029*ln(A/Mb)-0,012
TE _{dN} global - TE _{dNg} - g NO ₃ -/g Xat/d	0,39 TE _{dN''} *Xat/Xbio
potencial de remoção de NO ₃ - PR _{no3} - - kg NO ₃ -/d	1219 Vnx*TE _{dN''} *Xat/1000

NOTA: o potencial de denitrificação dos reatores anóxicos para o tempo de detenção de 0,6 h é suficiente para garantir o teor mínimo de 5,0 mg NO₃-/L no efluente tratado. Valores inferiores a 5,0 mg NO₃-/L no efluente tratado dependem do aumento do volume dos reatores anóxicos. O tempo de detenção dos reatores anóxicos resultou bastante baixo, isso porque a relação A/Mb é relativamente alta, e que resulta da elevada oferta adicional de AGV garantida aos reatores anóxicos e ao baixo valor da TIR, que repõe baixo valor de OD dos reatores aeróbios nos reatores anóxicos.

abatimento de DQOb nos reatores anóxicos (fictícia recuperação de oxigênio nos reatores anóxicos)
 DQOb consumida - $\Delta DQOb$ - kg O₂/d 3083 2,86*(NO_x'-NO_{3-e})*Q*/1000

NOTA: esse valor de $\Delta DQOb$ representa $3.083/18.178*100 = 17\%$ da demanda total de oxigênio para metabolismo da DQOb e do NKT do efluente bruto. Será desprezado como compensação e admitido como folga do sistema.

requisitos corrigidos de alcalinidade total com a denitrificação para manter pH $\approx 7,1$ no sistema aeróbio

alcalinidade consumida na nitrificação -	
Alcn - mg CaCO ₃ /L	125 7,14*NO _x '
alcalinidade total de tampão - Alctt - mg CaCO ₃ /L	80
alcalinidade total produzida - Alcp - mg CaCO ₃ /L	45 3,57*(NO _x '-NO _{3-e})
alcalinidade adicional - $\Delta alc'$ - mg CaCO ₃ /L	40 -(Alcb+Alcp-Alcn-Alctt)
demanda equivalente de NaOH - $\Delta alc'$ - mg NaOH/L	32 $\Delta alc'*0,80$ (equivalente-massa NaOH/CaCO ₃)

NOTA: esse valor de $\Delta alc'$ adicional representa $32/125*100 = 26\%$ da demanda de alcalinizante exigida para nitrificação de 66% do NKT do afluente ao tratamento biológico e manter tamponado o reator aeróbio em torno do pH 7,1. Ainda assim, o resultado indica necessidade de dosagem de NaOH a montante dos reatores aeróbios.

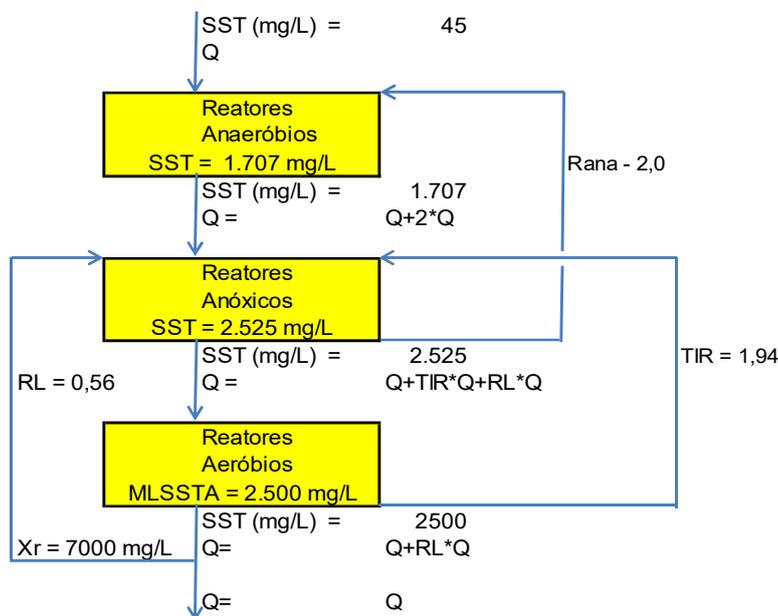
sistema de aeração dos reatores aeróbios

transferência de oxigênio	difusores de bolha fina, tipo membrana, distribuídos: 45% no terço de montante, 35% no trecho médio e 20% no terço de jusante
cota do nível do mar - za - m	0
cota da ETE - zb - m	0
eficiência de transferência de OD - Et	0,35 35% para 5,96 m de coluna
taxa relativa de transferência de OD em água limpa - α	0,65
saturação relativa de transferência de OD para água limpa - β	0,95
pressão atmosférica ao nível do mar - Pa - N/m ²	10,33 igual a mCA
pressão atmosférica ao nível do mar - Pa' - kPa	101,325 igual a mCA
pressão atmosférica na altitude da ETE - Pb - N/m ²	10,33 Pa
pressão atmosférica na altitude da ETE - Pb' - kPa	101,325 Pa*(Pb/Pa)
profundidade dos difusores - Df - m	5,46 Hu-0,50 m
fator de correção da profundidade - de	0,40
peso molecular do ar - M - kg/kg/mol	28,97
constante universal dos gases - R - kg/m ² /s ²	8314
temperatura do esgoto - K - °K	295,15 T+273,15
fator de despósito no difusor - F	0,90
concentração de saturação de OD ao nível do mar e temperatura de operação do ar (35°C) - Cst - mg/L	6,95
concentração de saturação de OD ao nível do mar, 20°C - Cs20 - mg/L	9,09
concentração de saturação de OD ao nível do mar para aeração por ar difuso - C'st - mg/L	11,01 Cs20*(1+de*Df/Pa) > Cst
correção da concentração de OD para a altitude - Pb/Pa	1,00 exp*(-g*M*(Za-Zb)/(R*T))
taxa de transferência de OD no local sob condição padrão - TTOP - kg/h	2267 Ro'/ α /F*(C'st/(β *Cst/Cs20*(Pb/Pa)*C'st-OD)*1,024 ^(20-T))
massa específica do ar à temperatura Tx - μ ar - kg/m ³	1,146 Pb'*M/(R*(273,15+Tx))*1000
porcentagem mássica de O ₂ - PO ₂ - %	23,18
taxa específica de O ₂ no ar na condição padrão local - MO ₂ - kg O ₂ /m ³ de ar	0,266 PO ₂ /100* μ ar
vazão média total de ar sob condição padrão local - Qar - m ³ /min	406 TTOP/Et/60/MO ₂
vazão máxima total de ar sob condição padrão local - Qarx - m ³ /min	447 Qar*folga,=10%
vazão média de ar sob condição padrão local por reator - Qaru - m ³ /min/reator	135 Qar/N
vazão máxima de ar sob condição padrão local por reator - Qarux - m ³ /min/reator	149 Qaru*folga,=10%
vazão média de ar sob condição padrão local para o terço de montante dos reatores - Qar1/3 - m ³ /min	61 Qaru*45%
vazão máxima de ar sob condição padrão local para o terço de montante dos reatores - Qar1/3x - m ³ /min	67 Qar1/3*folga,=10%
vazão média de ar sob condição padrão local para o terço médio dos reatores -	

Qar2/3 - m³/min	47 Qaru*35%
vazão máxima de ar sob condição padrão local para o terço médio dos reatores -	
Qar2/3x - m³/min	52 Qar2/3*folga,=10%
vazão média de ar sob condição padrão local para o terço de jusante dos reatores -	
Qar3/3 - m³/min	27 Qaru*20%
vazão máxima de ar sob condição padrão local para o terço de jusante dos reatores -	
Qar3/3x - m³/min	30 Qa3/3*folga,=10%
perda de carga no circuito de ar - Hcar - m	2,00 inclusive difusores
perda de carga total - Htar - mCA	7,5 Df+Hcar
sopradores	
tipo	velocidade variável, com cabine acústica
quantidade - Nsop	3 3+1 1 soprador por reator
eficiência do soprador - Esop - %	70
vazão média mássica total de ar sob condição padrão local -	
W - kg/s	7,8 Qar*μar/60
vazão máxima mássica total de ar sob condição padrão local -	
Wx - kg/s	8,5 W*folga,=10%
vazão média mássica unitária de ar sob condição padrão local -	
Wu - kg/s/soprador	2,6 W/Nsop
vazão máxima mássica unitária de ar sob condição padrão local -	
Wux - kg/s/soprador	2,8 Wu*folga,=10%
vazão média unitária de ar sob condição padrão local -	
Qusop - m³/min/soprador	45,2 Qaru/Nsop
vazão máxima unitária de ar sob condição padrão local -	
Qusopx - m³/min/soprador	49,7 Qusop*folga,=10%
pressão absoluta de descarga - Pabsd - atm	1,72 (Pb+Htar)/Pb
potência méd. unit. Instal. - Pusop - kW/soprac	187 Wu/8,41*R/1000*(273,15+Tx)/(Esop/100)*(((Pb+Htar)/Pb)^0,283-1)*folga,= 0%
potência máx. unit. Instal. - Pusopx - kW/sopra	237 Wux/8,41*R/1000*(273,15+Tx)/(Esop/100)*(((Pb+Htar)/Pb)^0,283-1)*FS

NOTA: desprezando os 17% de DQOb que serão removidos na denitrificação, essa potência inclui ainda 27% de folga em relação à demanda de O₂, Ro = 18.386 kg O₂/d.

teores de SST ao longo dos reatores do tratamento biológico (desprezadas as produções internas nos reatores anaeróbios e anóxicos)



balanço de massas em torno dos reatores anóxicos
 $(Q+Rana*Q)*Xana+RL*Q*Xr+TIR*Q*X = Rana*Q*Xanx+(Q+RL*Q+TIR*Q)*Xanx$
 $3Xana+8.770 = 5,5*Xanx$
 balanço de massas em torno dos reatores anaeróbios
 $SST*Q+Rana*Q*Xanx = (Q+Rana*Q)*Xana$

$$X_{ana} = (SST + 2,0 * X_{anx}) / 3$$

Então:

$$X_{anx} = 2.525 \text{ mg/L e } X_{ana} = 1.707 \text{ mg/L}$$

bombas de recirculação do processo biológico com descarga na entrada dos reatores anóxicos
recirculação de lodo (extração de lodo contínua dos decantadores secundários)

tipo	centrifuga, horizontal, velocidade variável
quantidade - Nbrl	1 1+1
período de operação - PO - h/d	24 J
concentração de SST - Cri - %	0,7 $X_r/10000$
vazão total de recirculação - Qrl - L/s	545 $RL * Q'/3,6$
altura manométrica - Hman - mCA	5,00
potência unitária instalada - Purl - cv/bomba	60 $Q_{rl} * H_{man} / 75 / 0,67 * \text{folga} = 10\%$

recirculação interna de NO₃- (extração de ML contínua dos reatores aeróbios, extremidade de jusante)

tipo	axial, velocidade variável
quantidade - Nbrl	3 3+1
período de operação - PO - h/d	24 J
concentração de SST - Cri - %	0,25 $ML_{SSTA} / 10000$
vazão total de recirculação - Qri - L/s	1902 $TIR * Q'/3,6$
vazão unitária de recirculação - Quri - L/s/bomba	634 Q_{ri} / N_{bil}
altura manométrica - Hman - mCA	1,00
potência unitária instalada - Puri - cv/bomba	15 $Q_{uri} * H_{man} / 75 / 0,65 * \text{folga} = 10\%$

descarte de excesso de lodo biológico

tipo	centrifuga, horizontal, velocidade variável
quantidade - Nbex	3 3+1
período de operação - PO - h/d	24 J
concentração de SST - Cex - %	0,7 $X_r / 10000$
vazão unitária de descarte de lodo - Qex - L/s/bomba	5,2 $V_x r / N_{bex} / 86,4$
altura manométrica - Hman - mCA	7,00
potência unitária instalada - Pux - cv/bomba	1,0 $Q_{ex} * H_{man} / 75 / 0,7 * \text{folga} = 50\%$

bombas de recirculação do processo biológico com descarga na entrada dos reatores anaeróbios

recirculação de PO₄- (extração de sobrenadante contínua dos reatores anóxicos e descarga nos anaeróbios)

tipo	axial, velocidade variável
quantidade - Nbrl	3 3+1
período de operação - PO - h/d	24 J
concentração de SST - Cri - mg/L	2525
vazão total de recirculação - Qri - L/s	1961 $R_{ana} * Q'/3,6$
vazão unitária de recirculação - Quri - L/s/bomba	654 Q_{ri} / N_{bil}
altura manométrica - Hman - mCA	1,00
potência unitária instalada - Puri - cv/bomba	15 $Q_{uri} * H_{man} / 75 / 0,65 * \text{folga} = 10\%$

O cômputo geral de energia definido pela somatória das potências requeridas caso a caso, estimadas nos cálculos acima para todas as unidades de tratamento de fase líquida biológica até os filtros rápidos de efluente secundário totalizaria o consumo de 20.088 kWh.dia, para a potência de 986 kW.

Segundo um balanço de energia desde o tratamento preliminar até a extremidade de jusante da filtração rápida de efluente secundário, se teria uma situação de déficit de potência igual a:

$$= -415 \text{ kW} - 986 \text{ kW} = -1.401 \text{ kW}.$$

A alta eficiência exigida na remoção de P imporia ao processo de tratamento biológico a redução ao seu mínimo valor o teor de SST do efluente secundário, o que implicaria também na extração do fósforo orgânico da biomassa presente como SSV (75% a 85% do teor de SST).

Teor de SST no efluente secundário menor que 5,0 mg/L seria próprio para maximizar a redução da concentração de P no efluente final. Concentrações

mínimas de SST no efluente da DS, da ordem de 5 a 10 mg/L seriam alcançadas com a utilização de unidades profundas, da ordem de 5,5 a 6,0 m de coluna d'água lateral, para garantia da estabilidade do manto de lodo.

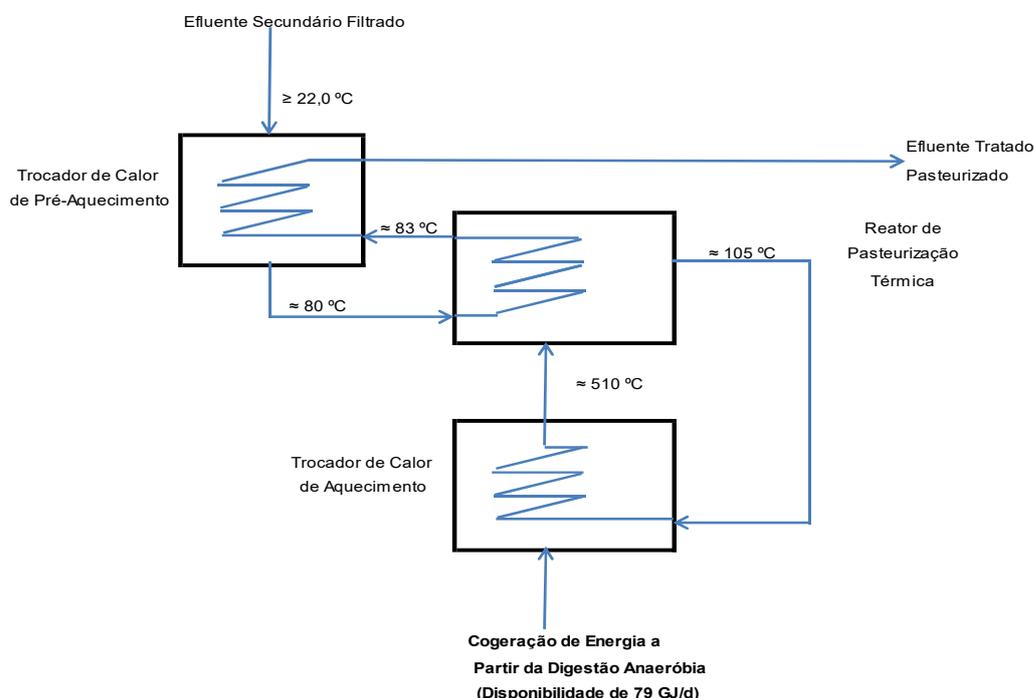
A filtração do efluente secundário, por exemplo, em filtros rápidos de areia de fluxo ascendente e lavagem contínua por *air lift*, poderia ser uma solução para se alcançar a faixa de 0,50 mg P/L no efluente tratado, pois que o teor de SST no efluente filtrado provavelmente alcançaria o entorno de 5,0 mg/L.

Como processo de desinfecção aplicado após a filtração rápida, diante da oferta de energia térmica disponibilizada pelo sistema de cogeração de energia e da intenção de eliminar risco de produção de substâncias SPD, seria indicada a pasteurização térmica.

O processo de desinfecção por pasteurização térmica não requereria energia elétrica, como já visto antes, e utilizaria energia térmica disponibilizada pelo sistema de cogeração de energia.

A demanda e a disponibilidade de energia térmica envolvidas com a pasteurização térmica seriam as representadas no diagrama seguinte.

Diagrama Esquemático da Pasteurização Térmica



Demanda de Energia Térmica para Pasteurização Térmica do Efluente Secundário Filtrado

vazão - Q - m ³ /s	1,000
temperatura mínima do efluente filtrado - T _{min} - °C	22,0
temperatura de saída - T _{pt} - °C	22,2
capacidade calorífica da água - C _{ca} - J/kg/°C	4200
demanda teórica calorífica requerida - D _{teor} - GJ/d	$73 \cdot Q \cdot 86400 \cdot 1000 \cdot (T_{pt} - T_{min}) \cdot C_{ca} / 10^9$

Do balanço energético desse cenário se observaria o superávit de 6 GJ/d entre os fluxos envolvidos na pasteurização térmica.

Esse saldo positivo não seria utilizado para outra finalidade, a princípio permaneceria à disposição do processo de pasteurização para busca do aumento da temperatura do processo, e assim de uma possível elevação da eficiência de redução de Coliformes Termotolerantes de modo que a reposicionasse para além das 4 unidades “log” previstas na concepção do projeto.

Além desse cenário de progresso vislumbrado acima para melhoria da eficiência da pasteurização térmica inicialmente concebida no fluxograma 3 PTE 20, haveria outro mais.

A energia disponível de 40 GJ/d implícita aos 15% da produção total de biogás que seria dedicada ao suporte contínuo da incineração do lodo digerido, não mais seria necessária diante da autossuficiência energética que seria observada na oxidação térmica, conforme se verá mais adiante.

Então, frente a essa desnecessidade, a energia disponível na sobra de biogás (15%) seria repensada para ser utilizada em outra rota de cogeração, desta vez por motogeradores de combustão interna (tipo Stirling), que prescindiriam de biogás submetido previamente à limpeza para remoção de H₂S, siloxanos, mercaptanas, umidade e partículas.

A eficiência de geração de energia elétrica de 25% dessas outras máquinas (Stirling) permitiria a produção paralela de potência de 116 kW (ou 40 GJ/d/86.400*1.000.000*25/100) e de 14 GJ/d (ou 40 GJ/d*35/100) de energia térmica recuperada (35%) do calor residual dos gases de combustão dos motogeradores Stirling.

Esses novos 14 GJ/d se somariam ao superávit anterior de 6 GJ/d do original balanço energético da pasteurização térmica e juntos então elevariam ainda mais a possibilidade de ampliação da eficiência do processo de desinfecção para mais de 4 unidades “log” previstas, o que seria muito positivo para a melhoria da segurança microbiológica do meio ambiente.

- tratamento de fase sólida

Neste caso, os objetivos principais do tratamento de fase sólida associados à política RUEQ estariam envolvidos com alguns conceitos específicos e inexistentes nas plantas disseminadas no país, dentre vários, os principais:

- produção de AGV, em sistemas anaeróbios de hidrólise e fermentação de lodo primário, para suprimento de DQO_{rb} (AGV) tanto dos reatores de extração de PO_4^{-3} (e, indiretamente, Mg_2^+) do excesso de lodo ativado (ELA) como dos reatores anaeróbios de remoção de P e anóxicos de remoção de N alinhados na corrente principal de tratamento;

- extração induzida de PO_4^{-3} (e, indiretamente, Mg_2^+) do fluxo total de ELA, catalisada por AGV adicional produzido em reatores anaeróbios de hidrólise e fermentação do lodo primário, para desvio do sobrenadante com alto teor de PO_4^{-3} (e Mg_2^+) para um sistema cristalizador de estruvita posicionado fora da rota da digestão anaeróbia de lodos e biossólidos de fase sólida.

Esse procedimento seria aplicado para reduzir a formação descontrolada de estruvita (fosfato hexahidratado de amônio e magnésio, $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$) nos digestores anaeróbios de lodos e em seus sistemas periféricos de suporte operacional.

- digestão anaeróbia dos lodos adensados e processados nos sistemas anaeróbios de hidrólise e fermentação de PO_4^{-3} do ELA e do lodo primário, citados nos 2 parágrafos anteriores, tipo simples estágio, regime de alta taxa em ambiente mesofílico com controle externo de temperatura (35°C).

Os sistemas precedentes de extração de PO_4^{-3} e Mg_2^+ e de hidrólise e fermentação de lodo primário se colocariam, indiretamente, como pré-condicionantes do lodo primário e do ELA, favoravelmente à digestão anaeróbia subsequente;

- armazenamento e limpeza do biogás produzido na digestão anaeróbia, disponibilizando 85% da produção média de biogás (limpo) para cogeração de energia e 15% (biogás bruto) também para cogeração de energia ou para eventual suplementação técnica da oxidação térmica (incineração) dos biossólidos digeridos;

- cogeração de energia com utilização de motogeradores de energia elétrica e aproveitamento do calor residual dos gases de combustão para, através de trocadores de calor, suprir, por completa, a demanda de energia térmica do processo de pasteurização térmica para desinfecção do efluente secundário filtrado;

- desaguamento mecânico em 2 estágios sequenciais, cada qual com silos verticais de armazenamento, para elevação do teor de RNFT do lodo digerido de 3,5% em base seca para 32%, passando por 18% entre estágios, que seria a referência de alimentação do teor de RNFT aos incineradores, faixa de 30% a 35%;

- oxidação térmica (incineração) com combustão completa e sistema de pré-aquecimento dos gases e biossólidos digeridos de entrada com o calor residual

dos próprios gases de combustão dos incineradores, utilizando incineradores de leito fluidizado dotados de sistema de tratamento dos próprios gases de emissão na atmosfera, e com produção de cinzas;

- processamento das cinzas de incineração para produzir torta de cinzas com teor de RNFT da ordem de 30% em massa, para disposição final (como resíduo industrial) em aterro industrial ou sanitário ou para comercialização como fonte potencial de fósforo (totalmente isenta de microrganismos) para processamento industrial.

O lodo primário concentrado a 4,0% em base seca a partir da DP e a água de lavagem da FS seriam reunidos e encaminhados ao sistema de produção autóctone de AGV, constituído por reatores anaeróbios fechados, completamente misturados, não aquecidos, operados em paralelo, com volumes unitários definidos para tempo de detenção da ordem de 2,0 h.

Neles ocorreriam estritamente a hidrólise e a fermentação dos substratos orgânicos do lodo primário bruto, sem alcance da produção de metano, cujo controle se realizaria via intensidade da carga orgânica aplicada para inibição do desenvolvimento de biomassas metanogênicas.

A fase metanogênica seria evitada para que as bactérias metanogênicas não se desenvolvessem ao nível de se tornarem consumidoras do AGV produzido para outros fins, e não se fazendo assim competitivas para as bactérias OAF e as denitrificantes nos reatores anaeróbios e anóxicos da corrente principal de tratamento.

O lodo primário hidrolisado e fermentado seguiria dos reatores para os respectivos adensadores gravitacionais operados com carga mássica específica da ordem de 60 kg SST m²/d (<120 kg/m²/d), interligados funcionalmente à cinética de hidrólise e fermentação dos reatores de montante através de recirculação de lodo.

Dos adensadores, o lodo primário adensado então a 8,0% em base seca (com aplicação de polímero catiônico) teria seu excesso descartado no tanque de lodos a digerir.

Uma fração de lodo (cerca de 40% da vazão de lodo primário) seria recirculada para os reatores análogos, para que a massa de AGV retida, por adsorção, nos SST se liberasse, por eluição, e saísse com o sobrenadante dos adensadores em direção aos reatores que demandassem o AGV produzido, ou seja: os reatores anaeróbios de remoção de P e os extratores de PO₄⁻³ do ELA.

O sobrenadante dos adensadores gravitacionais de lodo primário hidrolisado e fermentado, rico em AGV (produção de 0,1 a 0,2 g AGV/g SSV aplicado e teor de AGV de 150 mg/L a 300 mg/L segundo MetCalf&Eddy-EACOM ((1), p. 875), valores

esses normalizados para a vazão de lodo primário) seria repartido entre 2 destinos.

O 1º seria os reatores anaeróbios de remoção de P alinhados com a corrente principal de tratamento, para sustentação neles da oferta mínima contínua de 34 mg/L de AGV, ou 122 mg/L de DQO_b (valores normalizados para a vazão de efluente bruto da planta), ambos definidos no balanço de massas de AGV apresentado à p. 137.

Outros 30 mg/L de DQO_b seriam somados aos 122 mg/L para constituírem a garantia da DBO > 120 mg/L como valor mínimo aceitável para estabilidade operacional dos reatores aeróbios da corrente principal de tratamento (afastamento sensível do valor da constante de meia saturação (K_s)).

O 2º destino, os reatores anaeróbios extratores de PO₄⁻³ e Mg₂⁺ do ELA, para neles elevar a oferta de AGV e então potencializar a solubilização dos 2 íons. Tal oferta deveria ser de 0,2 a 0,4 g AGV/g SSV (MetCalf&Eddy-EACOM (1), p. 1685) para garantir a liberação sensível de PO₄⁻³.

A potência instalada no sistema de hidrólise e fermentação de lodo primário seria da ordem de 10 kW, para operação contínua de 24 h/d, que resultaria no consumo de 245 kWh.dia.

- hidrólise e fermentação de lodo primário para produção de AGV

9- Reator de Hidrólise e Fermentação de Lodo Primário para Produção de AGV (DQO_{rb})

reatores anaeróbios	
quantidade - Nr	2 2+0
tipo	reator fechado, com controle de odor, seguido de adensador gravitacional e elevatória de recirculação
fluxos afluentes	
lodo primário - V _{lp} - m ³ /d	336 V _{lp}
lavagem dos filtros superficiais - V _{fs} - m ³ /d	1342 V _{al}
massas afluentes	
massa de SST da DP - M _{pt} - kg SST/d	13781 M _{pt}
massa de SSV da DP - M _{pv} - kg SSV/d	10336 M _{pv}
massa de SST da FS - M _{fst} - kg SST/d	6765 M _{fst}
massa de SSV da FS - M _{fsv} - kg SSV/d	5074 M _{fsv}
tempo de detenção - T _{dr} - h	3,0
volume unitário - V _{ur} - m ³ /reator	105 (V _{lp} +V _{fs})/24*T _{dr} /Nr
dimensões	
lâmina d'água máxima - H _{ux} - m	3,00
comprimento - L - m	8,36 2*W
largura - W - m	4,18 (V _{ur} /H _{ux} /2) ^{0,5}
lâmina d'água morta - H _m - m	1,00 p/ submersão de misturadores submersos
borda livre - B _l - m	0,00 sem atmosfera interna
profundidade total - H _t - m	4,00 H _m +H _{ux} +B _l
misturadores submersos	
quantidade de misturadores - N _m - n/tanque	1 1+1 instalados
densidade de potência - dp - W/m ³	15
potência total - P _{mr} - kW	2,1 dp*V _{ur} *(H _{ux} +H _m)/H _{ux} /1000
potência unitária - P _{mr} - kW/misturador	2,1 P _{mr} /N _m /N _{nx}

adensadores gravitacionais		
quantidade - Nag	2 2+0	
tipo	circular, raspador de fundo com hastes	
condicionamento	polímero catiônico em emulsão a 30%	
captura de sólidos - Css - %	87,5	
carga mássica aplicada - CMag - kg SST/m ² /d	60	≤ 120 kg/m ² /d
área unitária requerida - Auag - m ² /adensador	171 (Mpt+Mfst)/Cmag/Nag	
diâmetro - Dag - m	15,00 (Auag*4/π) ^{0,5}	
lâmina lateral - Hul - m	3,00	
lâmina central - Huc - m	3,63 Hul+Dag/2*(1/12)	
borda livre - bl - m	0,50	
profundidade lateral total - Ptl - m	3,50 Hul+bl	
demanda de polímero catiônico - Pol - %	0,20 em relação à massa de SST	
lodo adensado		
massa de SST adensada - Agt - kg SST/d	17978 Css/100*(Mpt+Mfst)	
massa de SSV adensada - Agv - kg SSV/d	13483 Css/100*(Mpv+Mfsv)	
concentração SS no adensado - Cssag - %	8,0	
massa específica do adensado - μag - kg/m ³	1050	
volume de lodo adensado - Vdp' - m ³ /d	214 Agt/(Cssag/100*μag)	
volume de água no lodo - Val - m ³ /d	207 Agt*(1-Cssag/100*μag)/(Cssag/100*μag)/1000	
sobrenadante		
massa de SST - Sbgd - kg SST/d	2568 (1-Css/100)*(Mpt+Mfst)	
massa de SSV - Sbgv - kg SSV/d	1926 (1-Css/100)*(Mpv+Mfsv)	
volume de sobrenadante - Vsb - m ³ /d	1472 (Vlp+Vls)-Val	
massa específica sobrenadante - μsb - kg/m ³	1005	
concentração SS sobrenadante - Ccssb - %	0,17 Sbgd*100/ μsb/Vsb	
balanço de AGV		
teor médio AGV sobrenadante - Tagv - mg/L	220	
demanda de AGV - Dagv - mg/L	34 balanço de massas de AGV	
oferta de AGV via este sistema - Oagv - kg/d	324 Vsb*Tagv/1000	
demanda de AGV - Deagv - kg/d	2938 Dagv/1000*Q*J	por m ³ /s
déficit de AGV via este sistema - Dagv - kg/d	2614 Deagv-Oagv	por m ³ /s
déficit de AGV via corrente principal - Dagv' - mg/L	30 Dagv*1000/(Q*J)	

NOTA: da demanda de 34 mg/L de AGV na corrente principal, definida no balanço de massas de AGV, 30 mg/L seriam supridos pelo efluente da DP e da FS e 4,0 mg/L por este sistema de hidrólise e fermentação de lodo primário. Então, já que a contribuição potencial de AGV para atender à demanda da remoção de P nos reatores anaeróbios da corrente principal de tratamento viria do efluente da DP e FS, seria próprio então direcionar todo o sobrenadante deste sistema de hidrólise e fermentação de lodo primário para o extrator ou reator de hidrólise e fermentação de ELA para extração de PO₄- e Mg+2. Isso tudo teoricamente, pois o projeto ofereceria rotas para os 2 caminhamentos, para utilização adaptada à realidade operacional da PTE.

recirculação de lodo (extração de lodo contínua dos densadores gravitacionais retornando para seu afluente)		
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável	
período de operação - Jld - h	24	
concentração do lodo recirculado - Ccssag - %	8,0 Ccssag	
quantidade - Nb	1 1+1	
vazão - Qld - m ³ /h/bomba	28 40%*(Vlp+Vfs)/24/Nb	
pressão manométrica de decarga - Plid - mCA	25	
potencia instalada - Prli -kW/cj	3,9	
bombas de transferência de lodo primário para o tanque de lodos a digerir		
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável	
período de operação - J - h	24	
concentração do lodo - Ccss - %	8,0 Ccssag	
quantidade - Nb	1 1+1	
vazão - Q - m ³ /h/bomba	8,9 Vdp'/24/Nb	
pressão manométrica de decarga - P - mCA	25	
potencia instalada - Prli -kW/cj	1,1	

Observa-se que mesmo estimulando a produção de AGV com a hidrólise e fermentação do lodo primário, o resultado não seria ainda suficiente para satisfazer toda a demanda de AGV da remoção de P nos reatores anaeróbios da corrente principal de tratamento, sequer 15% dela. Haveria ainda um déficit de 30 mg/L de AGV.

Entretanto disso não se faria um problema, pois que, os tempos de detenção de 5,0 h no tanque de equalização de vazão de efluente bruto, de 2,4 h na DP e de 1,0 h nos reatores anaeróbios de remoção de P da corrente principal de tratamento, se somados, quase 9,0 h, seriam suficientes para o sistema desenvolver com autoctonismo a produção de AGV a partir da DQO_{rb} do efluente bruto, para então compensar o déficit de 30 mg/L.

A extração de PO_4^{3-} do ELA se desenvolveria paralelamente ao processamento do lodo primário em um sistema de reatores anaeróbios e adensadores gravitacionais definidos para hidrolisar e fermentar o fluxo total do ELA com fim de solubilizar, maximamente, PO_4^{3-} antes que o ELA alcançasse os digestores anaeróbios, operação que seria acompanhada também da liberação de Mg_2^+ .

Desviando-se assim o sobrenadante dos adensadores de processamento do ELA, contendo o máximo de PO_4^{3-} e Mg_2^+ solubilizados, diretamente para os cristalizadores de estruvita, os digestores anaeróbios seriam ultrapassados e, portanto, seriam protegidos.

A redução dos teores dos 2 íons no interior dos digestores impediria a formação descontrolada de estruvita neles e nos equipamentos agregados funcionalmente a eles, e também nos que viessem imediatamente depois, como seria o caso do trocador de calor de lodo digerido e dos sistemas de desaguamento mecânico de lodo digerido de 1º e 2º estágios.

Por essa medida preventiva de desvio de PO_4^{3-} e Mg_2^+ , sem complexidade operacional, todas aquelas partes componentes do sistema de digestão anaeróbia deixariam de ser afetadas pela incrustação progressiva e inevitável provocada pela estruvita caso esta não fosse evitada.

Esse seria, sem dúvida, resumidamente, o grande objetivo da operação desenvolvida com o ELA nos extratores de PO_4^{3-} e Mg_2^+ para garantir a segurança operacional da digestão anaeróbia por redução de risco de solução de continuidade de produção.

O sistema de hidrólise e fermentação do ELA para extração de PO_4^{3-} , e indiretamente, de Mg_2^+ , seria quase que idêntico – a menos da vazão em trânsito – ao sistema de hidrólise e fermentação de lodo primário descrito anteriormente, inclusive com os mesmos parâmetros de dimensionamento.

A única diferença seria que, neste caso do ELA, os reatores anaeróbios seriam precedidos de uma fase anóxica para eliminação total dos ânions NO_3^- e NO_2^- .

remanescentes da saída do fluxo de ELA da DS, que, se alcançassem os reatores anaeróbios do ELA, inibiriam a solubilização máxima desejada de PO_4^- e Mg_2^+ , levando a providência a ter baixo desempenho. O tempo de detenção nessa fração anóxica seria reduzido, da ordem de apenas 0,5 h.

A descarga parcial ou total do sobrenadante dos adensadores gravitacionais de lodo primário contendo AGV seria realizada na seção de saída dos reatores anóxicos do sistema de hidrólise e fermentação do ELA, para que não se submetesse o montante de AGV a consumos impróprios antes dos reatores anaeróbios.

Dos adensadores gravitacionais do ELA, o lodo adensado a 4,0% em base seca (com aplicação de polímero catiônico) teria seu excesso descartado no tanque de lodos a digerir.

Uma fração (cerca de 40% da vazão do ELA) de elutriação do lodo adensado seria recirculada para o início do processo (reatores anaeróbios) de hidrólise e fermentação do ELA, e assim parte da massa de PO_4^{-3} e Mg_2^+ dissolvida mas adsorvida nos SST seria liberada, por eluição, e sairia com o sobrenadante dos adensadores em direção aos cristalizadores de estruvita.

- extração de PO_4^{-3} e Mg_2^+ do ELA para proteção da digestão anaeróbia

10- Extrator de PO_4^{-3} e Mg_2^+ ou Reator de Hidrólise e Fermentação do ELA

reatores pré-anóxicos	
quantidade - Nx	2 2+0
tipo	reator fechado, com controle de odor, seguido de adensador gravitacional e elevatória de recirculação
volumes afluentes	
descarte de lodo via DS - Vela - m^3/d	1344 Vxr
tempo de detenção - Tdr - h	1,0
volume unitário - Vur - m^3/reator	28 Vela/24*Tdr/Nr
dimensões	
lâmina d'água máxima - Hux - m	3,50
comprimento - L - m	4,00 2*W
largura - W - m	2,00 (Vur/Hux/2) ^{0,5}
lâmina d'água morta - Hm - m	1,00 p/ submergência de misturadores submersos
borda livre - BI - m	0,00 sem atmosfera interna
profundidade total - Ht - m	4,50 Hm+Hux+BI
misturadores submersos	
quantidade de misturadores - Nm - n/tanque	1 1+1 instalados
densidade de potência - dp - W/m^3	5
potência total - Pmr - kW	0,2 dp*Vur*(Hux+Hm)/Hux/1000
potência unitária - Pmr - kW/misturador	0,2 Pmr/Nm/Nnx

reatores anaeróbios

quantidade - Nr	2 2+0
tipo	reator fechado, com controle de odor, seguido de adensador gravitacional e elevatória de recirculação
volumes afluentes	
descarte de lodo via DS - Vela - m ³ /d	1344 Vxr
sobrenadante do adensamento gravitacional de lodo primário - Vsb - m ³ /d	1472 Vsb
massas afluentes	
massa de SST do ELA - Mat - kg SST/d	9410 Pxt
massa de SSV do ELA - Mav - kg SSV/d	7245 P xv
massa de SST do SB - Msbt - kg SST/d	2568 S bgt
massa de SSV do SB - Msbv - kg SSV/d	1926 S bgv
tempo de detenção - Tdr - h	2,0
volume unitário - Vur - m ³ /reator	117 (Vela+Vsb)/24*Tdr/Nr
dimensões	
lâmina d'água máxima - Hux - m	3,50
comprimento - L - m	8,19 2*W
largura - W - m	4,09 (Vur/Hux/2) ^{0,5}
lâmina d'água morta - Hm - m	1,00 p/ submergência de misturadores submersos
borda livre - Bl - m	0,00 sem atmosfera interna
profundidade total - Ht - m	4,50 Hm+Hux+Bl
misturadores submersos	
quantidade de misturadores - Nm - n/tanque	1 1+1 instalados
densidade de potência - dp - W/m ³	5
potência total - Pmr - kW	0,8 dp*Vur*(Hux+Hm)/Hux/1000
potência unitária - Pmr - kW/misturador	0,8 Pmr/Nm/Nnx

adensadores gravitacionais

quantidade - Nag	2 2+0
tipo	circular, raspador de fundo com hastes polímero catiônico em emulsão a 30%
condicionamento	
captura de sólidos - Css - %	87,5
carga mássica aplicada - CMag - kg SST/m ² /d	60 ≤ 120 kg/m ² /d
área unitária requerida - Auag - m ² /adensador	100 (Mat+Msbt)/Cmag/Nag
diâmetro - Dag - m	11,27 (Auag*4/π) ^{0,5}
lâmina lateral - Hul - m	3,00
lâmina central - Huc - m	3,47 Hul+Dag/2*(1/12)
borda livre - bl - m	0,50
profundidade lateral total - Ptl - m	3,50 Hul+bl
demanda de polímero catiônico - Pol - %	0,20 em relação à massa de SST
lodo adensado	
massa de SST adensada - Agt - kg SST/d	10481 Css/100*(Mat+Msbt)
massa de SSV adensada - Agv - kg SSV/d	8025 Css/100*(Mav+Msbv)
concentração SS no adensado - Cssag - %	4,0
massa específica do adensado - μag - kg/m ³	1015
volume de lodo adensado - Vela' - m ³ /d	258 Agt/(Cssag/100*μag)
sobrenadante	
massa de SST - S bgt - kg SST/d	1497 (1-Css/100)*(Mat+Msbt)
massa de SSV - S bgv - kg SSV/d	1146 (1-Css/100)*(Mav+Msbv)
volume de água no lodo - Val - m ³ /d	252 Agt*(1-Cssag/100*μag)/(Cssag/100*μag)/1000
volume de sobrenadante - Vsb - m ³ /d	2564 (Vela+Vsb)-Val
massa específica sobrenadante - μsb - kg/m ³	1003
concentração SS sobrenadante - C s s b - %	0,06 S bgt*100/ μsb/Vsb
PO ₄ -3 e Mg ₂ liberados no sobrenadante do extrator do ELA	
massa de PO ₄ -3 liberada - Mpela - kg/d	1006 85% de (P-0,50)/1000*Q*J* (31+4*16)/31
teor médio de PO ₄ -3 - Tp - mg/L	392 Mpela*1000/Vsb
razão Mg ₂ +/PO ₄ -3 na liberação do ELA - Mg/F	0,25
massa de Mg ₂ liberada - Mmgela - kg/d	251 Mg/P*Mpela

recirculação de lodo (extração de lodo contínua dos adensadores gravitacionais retornando para seu afluente)	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - Jld - h	24
concentração SS no adensado - C _{ssag} - %	4,0 C _{ssag}
quantidade - N _b	1 1+1
vazão - Q _{ld} - m ³ /h/bomba	47 40%*(V _{ela} +V _{sb})/24/N _b
pressão manométrica de decarga - P _{ld} - mCA	15
potencia instalada - P _{rli} -kW/cj	3,7

bombas de transferência de ELA hidrolisado e fermentado para o tanque de lodos a digerir	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - J - h	24
concentração do lodo - C _{ss} - %	4,0 C _{ssag}
quantidade - N _b	1 1+1
vazão - Q - m ³ /h/bomba	11 V _{ela} /24/N _b
pressão manométrica de decarga - P - mCA	15
potencia instalada - P _{rli} -kW/cj	1,0

A potência instalada no sistema de hidrólise e fermentação do ELA seria da ordem de 8 kW, e a energia consumida para operação contínua de 24 h/d, 182 kWh.dia.

Depreende-se dos resultados, que, somente pelo desvio do ELA para proteção dos digestores anaeróbios contra estruvita haveria disponibilidade diária de P, em PO₄³⁻, de 328 kg/d, e de Mg₂⁺, de 82 kg/d, dirigida ao sistema de cristalização de estruvita.

Outra parcela, de montante de P ligeiramente inferior a esse, 306 kg/d, seria disponibilizada nas cinzas da incineração de biossólidos.

A fração molar usual de Mg₂⁺ para PO₄³⁻ para produção de estruvita nos cristalizadores seria da ordem de 1,3, para pH entre 8,0 e 9,0. Sendo assim, a estimativa da demanda específica total de magnésio nos cristalizadores de estruvita alcançaria a ordem de: $328 * (1,3 * 24 / (31 + 4 * 16)) = 108$ kg/d de Mg₂⁺.

Dessa demanda teórica, vê-se que 82 kg/d de Mg₂⁺ seriam ofertados pela produção autóctone da planta através da hidrólise e fermentação do ELA.

Esse seria um dos vários exemplos que estariam agregados à concepção deste fluxograma 3 PTE 20 aos propósitos da política RUEQ: redução do consumo de produtos químicos comerciais sintéticos.

O óxido de magnésio (MgO), como produto químico comercial para atender de modo complementar a demanda de Mg₂⁺ na produção de estruvita, seria a única substância química utilizada no processo de tratamento fora do setor biológico, além do NaOH para controle do pH nos reatores anaeróbios e aeróbios e dos polímeros para adensamento e desaguamento de lodo digerido e cinzas.

- tanque de lodos a digerir

O lodo primário e o ELA, após hidrólise e fermentação em separado, seriam reunidos no tanque de lodos a digerir, de onde seriam bombeados durante 24 h para os digestores anaeróbios.

11- Tanques de Lodos a Digerir

tipo	concreto
instalação	fechado, com exaustão e descarga de gases nos incineradores
regime de operação	contínuo, 24 h/d
quantidade de tanques - Nt	2 2+0
tempo médio de armazenamento - Ta - h	6,0
volume útil de cada tanque - Vu - m ³ /tanque	59 (Vdp'+Vela')/24*Ta/Nt
características do lodo a digerir	
massa de SST - Mtlid - kg SST/d	28458 (Agt+Agf)
massa de SSV - Mvld - kg SSV/d	21508 (Agv+Agv)
relação SSV/SST - sv/st - %	76 Mtlid/Mvld*100
concentração SS - Csslid - %	6,0 Mtlid/(Vdp'+Vela')/10
massa específica - µld - kg/m ³	1025
dimensões	
largura - W - m	4,00
comprimento - L - m	8,00
profundidade total - Ht - m	2,74 inclui lastro de submergência (0,90 m) do misturador submerso
borda livre - bl - m	0,00 ambiente confinado para facilitar exaustão p/ os incineradores
profundidade útil máxima - Hu - m	1,84 Vu/L/W
misturadores submersos	
quantidade em cada tanque - N/tanque	1 1+1 instalados
densidade de potência - dp -W/m ³	35
potência unitária requerida - Pu - kW/cj	3,1 Vu*dp/1000*(Hu+0,90)/Hu
bombas de alimentação dos digestores anaeróbios	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - Jld - h	24
concentração do lodo - Csslid - %	6,0 Csslid
quantidade - Nb	3 3+1
vazão - Qld - m ³ /h/bomba	6,6 (Vdp'+Vela')/24/Nb
pressão manométrica de descarga - Pld - mCA	40
potencia instalada - Prli -kW/cj	1,1

O lodo primário e o ELA, depois de hidrolisados, fermentados, reunidos e homogeneizados a 6,0% de concentração em massa, seriam transferidos continuamente (24 h/d) para os digestores anaeróbios, o principal núcleo do processo biológico do tratamento de fase sólida.

Tal qual a alimentação de lodos a digerir, a extração de lodo digerido e a recirculação interna de mistura e aquecimento do lodo em processo de digestão seriam realizadas continuamente ao longo do dia (24 h/d).

A proteção de recursos técnicos que mereceria aplicar-se ao processo de digestão anaeróbia seria singular, dada sua importância como a central de produção de energia recuperada como biogás na planta.

O sentido disso seria a garantia do fornecimento de energias elétrica e térmica às unidades de tratamento de fase líquida (reatores aeróbios e pasteurização térmica, principalmente).

Dentre os recursos técnicos que seriam utilizados na conceituação dessa proteção, citam-se:

- re-remoção da areia transpassada do tratamento preliminar com a utilização de sistema complementar de hidrociclones conectado à descarga de lodo primário nos reatores de hidrólise e fermentação, para evitar sua deposição nos digestores anaeróbios;

- opção pela configuração verticalizada da geometria dos digestores anaeróbios, como se numa tentativa de aproximação à forma oval, tendo sido esta evitada tão somente pela relativa complexidade construtiva, por ser ela reconhecida como a forma de reator de mais fácil alcance do regime de mistura completa com minimização de zonas mortas e menor complexidade no controle de espuma;

- opção pela realização da mistura completa interna continuamente através de tubos verticais extratores externos, providos de jaqueta de aquecimento e equipados com bombas axiais reversíveis para alternância de sentido a cada período de 6,0 h, ou outro ajustado pela melhor configuração de desempenho observado, e assim atuar mais facilmente sobre o controle interno da espuma;

- opção pela realização de um segundo sistema de mistura completa interna, redundante ao anterior, por recirculação hidráulica através de bombas de cavidade progressiva ou peristáltica para reduzir ou evitar a produção de espuma, normalmente potencializada quando se utiliza o biogás por sistema confinado ou não confinado para mistura interna do lodo;

- opção por bombas de deslocamento positivo em vez de bombas centrífugas para lodos dos digestores, considerando que as características reológicas distintas dos lodos em qualquer configuração hidráulica levariam ao escoamento tipo não newtoniano, impróprio para bombas centrífugas (desproporcionalidade da perda de carga em relação à variação da velocidade decorrente da perseverante alteração da viscosidade cinemática);

- realização do aquecimento prévio do lodo a digerir continuamente junto com o lodo digerido em recirculação, para controle da temperatura interna de digestão, cenário que permitiria simultaneamente, com grande benefício ao processo de digestão anaeróbia, o aquecimento, a mistura e a inoculação prévias dos lodos a digerir;

- trituração e remoção de sólidos grosseiros (dimensão $\geq 5,0$ mm) no circuito de lodo digerido em recirculação, para rompimento de placas de espuma e de lodo, ruptura e retenção de fibras e homogeneização dos constituintes do volume interno dos digestores;

- isolamento térmico da parede e cobertura dos digestores, para reduzir o montante de perda de calor em relação à temperatura de $35\text{ }^{\circ}\text{C}$ que seria determinante para o desempenho requerido da digestão anaeróbia em termos de redução de SV e produção de biogás.

A digestão anaeróbia seria definida como operação de alta taxa, estágio único operado sob o regime de mistura completa em ambiente mesofílico ($35\text{ }^{\circ}\text{C}$).

Temperaturas acima de $36\text{ }^{\circ}\text{C}$ deveriam ser evitadas em razão do baixo ganho de eficiência resultante confrontado com o grande aporte de energia requerida para o acréscimo de apenas $1\text{ }^{\circ}\text{C}$.

O lodo homogeneizado nos tanques de lodo a desaguar seria transferido para o trocador de calor antecedente aos digestores anaeróbios, onde a temperatura passaria de $22\text{ }^{\circ}\text{C}$ (condição de inverno) para $36\text{ }^{\circ}\text{C}$ em mistura também com o lodo em digestão recirculado à temperatura de $35\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Na realidade, a temperatura de aquecimento seria de 36°C para garantir a compensação de outras perdas de calor inerentes aos digestores anaeróbios, que não as perdas normais através da parede, cobertura e base, já que estas seriam previamente conhecidas.

O tempo de detenção selecionado seria de 17,5 d (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 1507), considerando que o lodo a digerir já teria sido submetido à hidrólise e fermentação prévias (ainda que incompletas do ponto de vista estrito da digestão anaeróbia de lodo) sob temperatura ambiente nos 2 sistemas de reatores anaeróbios e adensadores gravitacionais do lodo primário e do ELA para produção de AGV e liberação de PO_4^{3-} e Mg_2^{+} .

A redução de SSV esperada na digestão anaeróbia seria da ordem de 55%, por segurança, ligeiramente inferior ao valor teórico admitido na expressão de Liptak, (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 1510) em base seca.

A taxa específica de produção de biogás assumiria o valor de $1,0\text{ m}^3/\text{kg SSV}_{\text{remov}}$, posição intermediária no intervalo $0,75$ e $1,12\text{ m}^3/\text{kg SSV}_{\text{remov}}$, segundo MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 1820.

Conseqüentemente, poderia se esperar para o biogás um valor de PCS da ordem de 23.000 kJ/m³ (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 1820) ou, segundo a relação anterior de 1,0 m³/kg SSV_{remov}, da ordem de 23.000 kJ/kg SSV_{remov}.

- digestão anaeróbia de lodos (biossólidos)

12- Digestão Anaeróbia de Lodos Primário e ELA Previamente Processados em Reatores Anaeróbios de Hidrólise e Fermentação

tipo	formato cilíndrico alongado, em concreto, base e cobertura tronco-cônicas, paredes e cobertura com isolamento térmico
alimentação de lodo a digerir e extração de lodo digerido	contínua (24 h/d)
processo	alta taxa, regime mesofílico controlado a 35°C
mistura	sistema duplo p/ funcionamento simultâneo: bombeamento de recirculação contínua (e de aquecimento ao mesmo tempo) e 3 tubos extratores externos de tiragem (troca de volume 10 vezes ao dia)
aquecimento do lodo	externo, com água quente proveniente de 2 trocadores de calor: do lodo digerido (35°C) e do sobrenadante do reator Anammox (> 40°C)
alimentação	contínua (24 h/d)
extração	contínua (24 h/d)
quantidade de digestores - N _{dg}	3 3+0
tempo de detenção - T _{dg} - d	17,5
lodos a digerir	
teor de RNFT - Cl _{ad} - %	6,0 C _{ssld}
relação SSV/SST - sv/st - %	76 sv/st
massa específica - μ ld - kg/m ³	1025
volume - V _{lad} - m ³ /d	472 V _{dp} +V _{ela}
massa de SST - M _{st} - kg/d	28458 M _{tld}
massa de SSV - M _{sv} - kg/d	21508 M _{vid}
massa de SSF - M _{sf} - kg/d	6950 M _{st} -M _{sv}
redução de SSV - R _{sv} - %	55
lodo digerido	
massa de SSV - M _{sv} ' - kg/d	9679 (1-R _{sv} /100)*M _{sv}
massa de SST - M _{st} ' - kg/d	16629 M _{sv} '+M _{sf}
concentração - Cl _{id} - %	3,5 M _{st} '/V _{lad} /100/ μ ld'
massa específica - μ ld' - kg/m ³	1010
volume de lodo digerido - V _{ldg} - m ³ /d	472
volume unitário dos digestores - V _{udg} - m ³	2754 V _{lad} *T _{dg} /N _{dg}
carga mássica resultante - S _{cm} - kg SSV/d/m ³	2,6 M _{sv} /V _{udg} /N _{dg}
dimensões de cada digestor	
cilindro médio	
diâmetro - D - m	12,75
altura - H - m	17,00
volume - V - m ³	2170 π *D ² /4*H
tronco-cone inferior	
diâmetro inferior - Di - m	1,00
altura - Hi - m	4,00
volume - Vi - m ³	185 Hi/3* π /4*(Di ² +D ² +(Di ² *D ²) ^{0,5})
ângulo - A - ° horizontal	34,2 arctg (D-Di)/2/Hi
tronco-cone superior	
diâmetro superior - Ds - m	6,00
altura - Hs - m	5,00
volume - Vs - m ³	360 Hs/3* π /4*(Ds ² +D ² +(Ds ² *D ²) ^{0,5})
ângulo - B - ° horizontal	56,0 arctg (D-Ds)/2/Hs

volume unitário - V_{udg} - $m^3/digestor$	2715 $V+V_i+V_s$
bomba de mistura e reaquecimento por digestor	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - J_{ldg} - h	24
concentração do lodo - C_{ssldg} - %	3,5 C_{ld}
quantidade - N_{bdg}	1 1+1
vazão - Q_{ldg} - $m^3/h/bomba$	113 $V_{udg}/J_{ldg}/N_{bdg}$
pressão manométrica de decarga - P_{ldg} - mCA	40
potencia instalada - P_{irldg} -kW/cj	18
bomba de extração de lodo digerido	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - J_{ldd} - h	24 J_{ldg}
concentração do lodo - C_{ssldg} - %	3,5 C_{ssldg}
quantidade - N_b	3 3+1
vazão - Q_{ldg} - $m^3/h/bomba$	6,6 $V_{ldg}/J_{ld}/N_b$
pressão manométrica de decarga - P_{ldg} - mCA	20
potencia instalada - P_{irldg} -kW/cj	0,7
tubos extratores externos, por digestor	
tipo	axial, vertical, velocidade variável, sentido reversível
instalação	tubos verticais externos c/isolamento térmico
quantidade por digestor - N_{bx}	3 3+0
número de trocas do volume interno - N_{tvi} - 1/d	10
tempo de mistura - T_m	2,4 $24/N_{tvi}$
vazão - Q_{bm} - L/s/bomba	105 $V_{udg}/T_m/3,6/N_{bx}$
altura manométrica - H_{man} - mCA	1,75
potência unitária instalada - P_{ucf} - cv/bomba	7,5 $Q_{bm} * H_{man} / 75 / 0,60 * \text{folga} = 83\%$
produção de biogás	
taxa específica de produção - G_{ld} - m^3/kg SSV _{reduzido}	1,0 20°C e 1,0 atm
produção média (20°C e 1,0 atm) - V_{bg} - m^3/d	11830 $G_{ld} * (M_{sv} - M_{sv'})$
taxa volumétrica de produção - S_{vbg} - $m^3biogás/m^3digestor$	1,43 $V_{bg}/N_{dgd}/V_{udg}$
poder calorífico inferior do biogás - PC_{lbg} - kJ/ m^3	22400
energia disponível no biogás - E_d - GJ/d	265 $PC_{lbg} * V_{bg} / 1000000$

NOTA: essa produção toda será encaminhada para cogeração de energia mantendo sempre disponibilidade de 15% para suporte à incineração.

fração de biogás dirigida à cogeração - F_{ee} - %	85 cenário mínimo
energia teórica disponível - E_{td} - kW	2607 $F_{ee} / 100 * E_d / 86400 * 1000000$
eficiência eletromecânica geração elétrica - E_{ee} - %	35 motor ciclo Otto
perda do sistema - P_{ee} - %	10 folga adotada
energia potencial de geração - E_p - kW	821 $E_{ee} / 100 * (1 - P_{ee} / 100) * E_{td}$
energia potencial de geração - E_p' - cv	1116 $E_p / 0,736$
energia térmica derivada dos gases de exaustão da cogeração de energia (para pasteurização térmica)	
eficiência de recuperação de energia térmica dos gases de exaustão dos motores ciclo Otto - E_{ter} - %	35
energia teórica disponível - E_{td}' - GJ/d	79 $E_{ter} / 100 * F_{ee} / 100 * E_d$

NOTA: este montante de energia calorífica seria disponibilizado para o sistema de desinfecção por pasteurização térmica.

Considerando que a demanda energética do sistema de pasteurização térmica é da ordem 73 GJ/d, a oferta de energia disponível seria excedente em $(79-73)/73 = 8,2\%$.

energia disponibilizada para suplementação da incineração da torta de lodo	
fração de biogás dirigida à incineração - F_{inc} - %	15
energia disponível - E_{dinc} - GJ/d	40 $E_d * F_{inc} / 100$
aquecimento dos digestores	
tipo	trocador de calor tipo banho de água quente da tubulação de lodos a digerir
temperatura de operação - T_{odg} - °C	36 1°C a mais do que 35° C adotados para o ambiente interno dos digestores anaeróbios
temperatura mínima do lodo a digerir - T_{mi} - °C	22 T
temperatura do solo úmido - T_s - °C	20

temperatura mínima do ar - Tarmi - °C	15
calor específico da água - CA - kJ/kg/°C	4,2
energia requerida p/ manter a digestão a 35 °C - Erdg - GJ/d	28 $V_{ldg} * 1000 * (T_{odg} - T_{mi}) * CA / 1000000$
superfícies de contato externo dos digestores	
cobertura - Acb - m ²	460 $N_{dg} * \pi * D^2 / 4 * \text{folga}, 20\%$
paredes - Ap - m ²	511 $N_{dg} * \pi * D * H$
fundo - Af - m ²	460 $N_{dg} * \pi * D^2 / 4 * \text{folga}, 20\%$
coeficientes de transferência de calor	
cobertura - Ucb - J/m ² /s/°C	1,3 com isolamento térmico
paredes - Up - J/m ² /s/°C	0,7 com isolamento térmico
fundo - Uf - J/m ² /s/°C	2,9 contato com o freático
perda de calor nos digestores	
cobertura - PCcb - GJ/d	1,1 $U_{cb} * A_{cb} * (T_{odg} - T_{armi}) * 86400 / 10^9$
paredes - PCp - GJ/d	0,6 $U_p * A_p * (T_{odg} - T_{armi}) * 86400 / 10^9$
fundo - PCf - GJ/d	1,8 $U_f * A_f * (T_{odg} - T_s) * 86400 / 10^9$
total - PCdg - GJ/d	3,5 $PC_{cb} + PC_p + PC_f$
capacidade requerida do trocador de calor de aquecimento dos digestores anaeróbios - CTCadg - GJ/d	31 $E_{rdg} + PC_{dg}$
trocador de calor de resfriamento do lodo digerido para pré-aquecer os lodos a digerir - temperatura do lodo digerido - Tldg - °C	32 folga de 8,6% em relação à temperatura de saída do lodo dos digestores
temperatura do lodo a digerir - Tmi - °C	22 Tmi
calor específico do lodo - CA - kJ/kg/°C	4,2 CA
energia recuperada pelo trocador - CTCldg - GJ/d	20 $V_{ldg} * 1000 * (T_{ldg} - T_{mi}) * CA / 1000000$
volume de centrado derivado do desaguamento a 32% em 2 estágios	
captura de sólidos - C _{ss} - %	95
teor de RNFT na torta - C _{tl} - %	32 em massa
massa específica da torta - μ_t - kg/m ³	1130
massa de RNFT na torta - M _{sst} - kg/d	15797 $C_{ss} / 100 * M_{st}$
massa de RNFT na torta - M _{sv} - kg/d	9195 $C_{ss} / 100 * M_{sv}$
relação Sv/St - Sv/St - %	58 $M_{sv} / M_{sst} * 100$
volume de água na torta - V _{agt} - m ³ /d	34 $M_{sst} * (1 - C_{tl} / 100) * \mu_t / (C_{tl} / 100 * \mu_t) / 1000$
volume de centrado - V _{cent} - m ³ /d	439 $V_{ldg} - V_{agt}$
trocador de calor de resfriamento do sobrenadante dos reatores Anammox para pré-aquecer os lodos a digerir - temperatura mínima esperada nos reatores Anammox - T _{mox} - °C	40 adotar folga de 12,5% em relação à temperatura mínima esperada nos Anammox
temperatura do lodo a digerir - Tmi - °C	22 Tmi
calor específico do lodo - CA - kJ/kg/°C	4,2 CA
energia recuperada pelo trocador - CTCmox - GJ/d	24 $V_{cent} * 1000 * ((T_{mox} - 12,5 / 100 * T_{mox}) - T_{mi}) * CA / 1000000$
energia disponível para aquecer os lodos a digerir e manter os digestores anaeróbios a 35 °C - Edisp - GJ/d	44 $CTC_{ldg} + CTC_{mox}$
balanço de energia para aquecimento dos lodos a digerir e manter os digestores a 35 °C - BE - GJ/d	12 $(CTC_{ldg} + CTC_{mox}) - CTC_{adg}$

NOTA: as energias disponíveis nos reatores Anammox ($\geq 40^\circ\text{C}$), admitida perda de 12,5% (5°C), e no fluxo de lodo digerido (35°C), admitida perda de 8,5% (3°C), somadas serão suficientes para aquecer a 36°C o lodo a digerir e manter a temperatura interna controlada em 35 °C nos digestores anaeróbios. O balanço energético construído nesses termos, além de superavitário, ainda ofereceria folga de 38,7 % (12/31).

Vários pontos positivos sobressaem com os resultados de desempenho que seriam alcançados no processo de tratamento de fase sólida com base na modelagem numérica apresentada acima para a digestão anaeróbia com 3 digestores em paralelo.

O mais importante demonstraria a autossuficiência energética do processo de digestão anaeróbia, considerando como fontes de energia as disponibilidades térmicas inerentes a 2 fontes de calor.

A 1ª corresponderia ao fluxo de saída de lodo digerido à temperatura de 35 °C (para a qual o balanço energético admitiu a perda de 3 °C, como fator de segurança de 8,6%).

A 2ª, ao volume dos reatores Anammox, cuja temperatura interna estimada em 40 °C (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 1723) seria corrigida em 5 °C a menos na elaboração do balanço energético, como outro fator de segurança, agora de 12,5%.

Mesmo com tais perdas assumidas como fatores de segurança em separado, o balanço energético em relação à elevação da temperatura do lodo a digerir de 22° C para 36 °C seria favoravelmente positivo e ainda ofereceria folga de de 12 GJ/d (38,7%).

A potência de todos os equipamentos envolvidos desde os reatores anaeróbios de hidrólise e fermentação dos lodos primário e ELA até as bombas de extração de lodo digerido (incluindo os extremos) seria 133 kW e a energia consumida, e 3.192 kWh.dia.

A disponibilidade energética correspondente à aplicação da parcela de 85% do montante de biogás produzido: 10.056 m³/d (ou 85/100*11.830 m³/d, sob condições normais, 20°C e 1,0 atm) para cogeração em motogeradores de ciclo Otto, com eficiência eletromecânica de 35%, resultaria na oferta de 821 kW ou 1.116 cv de energia elétrica e de 79 GJ/d de energia térmica nos gases de combustão.

Veem-se nos procedimentos analíticos anteriores que a fração de 15% do biogás sem limpeza prévia dedicada ao suporte energético do processo de oxidação térmica (incineração) corresponderia a 40 GJ/d de energia disponível.

Mais adiante, onde se apresentará a incineração, está configurada analiticamente a autossuficiência energética da incineração dos biossólidos com seu sistema de pré-aquecimento de ar e do lodo. Portanto, como dito antes, não haveria por que disponibilizar continuamente 15% da produção de energia oferecida pelo biogás produzido, ou 40 GJ/d, para a incineração.

Para racionalizar essa questão, a reserva técnica de 15% dedicada ao suporte de partida e re-partida dos incineradores estaria sempre disponível no sistema, mas não necessariamente estocada passivamente.

Nesse cenário, motores de combustão externa, tipo Stirling, que prescindiriam de biogás livre de H₂S, siloxanos, mercaptanas, umidade e partículas, seriam

instalados para cogeração de energia em paralelo à cogeração dos motores de combustão interna tipo ciclo Otto.

A energia química de 40 GJ/d implícita a tais 15% da produção total de biogás, considerando a eficiência de geração de energia elétrica de 25% dos motogeradores Stirling produziria a potência de 116 kW (ou $40 \cdot 1000000 / 86400 \cdot 25 / 100$) e 14 GJ/d (ou $40 \cdot 35 / 100$) de energia térmica recuperada (35%) do calor residual dos gases de combustão dos motogeradores.

Esses 14 GJ/d seriam disponibilizados e repassados continuamente como reforço à pasteurização térmica, para elevar sua eficiência como processo de desinfecção para além das 4 unidades “log” previstas na concepção original do fluxograma 3 PTE 20 .

O balanço de energia considerando todos os equipamentos incluídos na fase sólida desde os reatores anaeróbios de hidrólise e fermentação de lodo primário e de ELA até os digestores anaeróbios apontaria para o seguinte resultado, considerando a energia elétrica equivalente às geradas nos motores de ciclo Otto e Stirling (100% da produção de biogás destinada à cogeração de energia):

$$821 \text{ kW} + 116 \text{ kW} - 133 \text{ kW} = 804 \text{ kW}.$$

O balanço energético parcial surgiria assim como superavitário, traduzindo, indiretamente, o benefício da parcela maximizada de lodo primário que tivesse sido desviada do tratamento biológico aeróbio pelas DP e FS e encaminhada à digestão anaeróbia para intensificar a produção de biogás e conseqüentemente de energia elétrica cogorada.

Todos os resultados analíticos alcançados até agora têm comprovado a lógica da política RUEQ com sobras e com suficiente consistência técnica.

Além desse superávit de energia elétrica derivado do tratamento de fase sólida até a saída dos digestores anaeróbios, 804 kW, também através do calor residual recuperado por trocadores de calor aplicados aos gases de exaustão dos motogeradores elétricos, tipo ciclo Otto e Stirling, seria disponibilizado o montante de 93 (ou $79 + 14$) GJ/d de energia térmica.

Este montante, de acordo com o fluxograma 3 PTE 20, se destinaria à desinfecção do efluente secundário filtrado por pasteurização térmica, que, como dito antes, teria demanda de energia de 73 GJ/d. Seria então mais um caso de balanço energético superavitário (20 GJ/d), desta vez da ordem de 27% de folga em relação ao requerido.

Permaneceria essa sobra, no entanto, como energia disponível de reserva técnica para o próprio sistema de pasteurização térmica para busca de

melhoria progressiva da eficiência de redução da concentração de Coliformes Termotolerantes no efluente tratado para além das 4 unidades “log” definidos na origem da concepção de todos os fluxogramas.

A elevação possível da temperatura de operação a partir desse superávit de 20 GJ/d seria uma possibilidade de melhorar a inter-relação da planta com o meio ambiente, oferecendo um efluente tratado de melhor qualidade microbiológica.

A carga específica de sólidos voláteis aplicada aos digestores anaeróbios, determinada na modelagem numérica da digestão anaeróbia seria de 2,6 kg SSV/m³/d.

Para digestão anaeróbia mesofílica de alta taxa, a carga específica aplicada de sólidos voláteis poderia ser elevada até o limite de 4,8 kg SSV/m³/d (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 1509). Haveria, portanto, espaço de 85% ainda para elevação da carga específica.

Essa perspectiva seria interessante e oportuna do ponto de vista da utilização da política RUEQ, porque indicaria a possibilidade de ampliação da capacidade de cogeração de energia para mais além do horizonte já bastante satisfatório e favorável em que se colocaria o fluxograma 3 PTE 20 sob as condições nominais analisadas até o momento.

A taxa volumétrica específica de produção de biogás definida também no procedimento de cálculo anterior, se colocaria ao nível de 1,43 m³biogás/m³digestor, pouco acima da faixa usual de 0,6 a 1,1 m³biogás/m³digestor (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p.1539).

Esse valor, 1,43 m³biogás/m³digestor, sem alterar a dimensão dos digestores anaeróbios apresentadas na modelagem, poderia ser elevado até o limite de 3,8 m³biogás/m³digestor (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p.1539) se o processo de codigestão de outros materiais orgânicos fosse admitido como ferramenta adicional de gerenciamento do tratamento de fase sólida do fluxograma 3 PTE 20.

Segundo essa perspectiva, a produção de biogás da planta poderia então passar de 11.830 m³/d (20 °C e 1,0 atm) para a máxima de 3,8/1,43*11.830 = 31.436 m³/d, isto é, quase triplicar (266%, ou incremento de 166%).

Em termos energéticos limites, a energia elétrica passaria de 934 (ou 821+116) kW para 2.481 kW; a térmica da cogeração, de 93 (79+14) GJ/d para 247 GJ/d (contra 73 GJ/d de demanda da pasteurização térmica, que, claro, permaneceria a mesma).

Essa perspectiva limite de gigantismo exergônico envolvendo a produção autóctone de energia e a exploração de fontes renováveis levaria o fluxograma 3 PTE 20 à condição inequívoca de planta exportadora de energia.

A codigestão anaeróbia envolveria a adição de substâncias orgânicas líquidas adicionais aos lodos a digerir, em seção antes do trocador de calor dedicado à elevação da temperatura para 36 °C.

As substâncias seriam adquiridas externamente, possivelmente sem custo direto por serem resíduos e despejos descartáveis de empresas comerciais (restaurantes, lanchonetes) ou indústrias específicas, cuja atividade principal em cada caso nada teria a ver com o tratamento dos seus efluentes produzidos. Livrar-se deles dessa maneira gratuita seria, talvez, uma dádiva.

Gorduras, óleos e graxas, se acrescentados aos lodos e biossólidos a digerir, implicariam no desempenho mais eficiente da digestão anaeróbia, resultando em maior taxa específica de produção de biogás (1,2 a 1,6 m³biogás/kgSVdestruído), e proteínas e espuma (das DP e DS) implicariam em maiores porcentagens de CH₄ no biogás (70 a 75%), segundo MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 1539).

A codigestão anaeróbia pressuporia, por outro lado, a necessidade de adição de proteínas diante da adição daqueles outros substratos. Isso porque elas teriam influência direta e positiva sobre o autocontrole do pH nos digestores, evitando a acidificação sem a necessidade de adição de alcalinizante externo.

As proteínas produziriam aminoácidos e estes, amônia (NH₃), que, por sua vez, por hidrólise, amônio (NH₄⁺), que, ao se formar, capturaria íons H⁺ do meio elevando o pH, de acordo com a seguinte reação: NH₃ + H₂O \rightleftharpoons NH₄⁺ + OH⁻.

A reação subsequente do amônio com o bicarbonato (HCO₃⁻), para formação do NH₄HCO₃, presente diante da alcalinidade de bicarbonato do meio, forçaria a captura do CO₂ do meio gasoso onde estaria em concentração elevada desdobrada das altas taxas de produção de CO₂ durante as fases de acidificação do substrato.

A captura de CO₂ do meio gasoso pelo meio líquido nessa condição se daria como consequência direta da lei de Henry, isto é, à medida que CO₂ dissolvido no meio líquido fosse consumido para a formação de HCO₃⁻, parte do CO₂ do meio gasoso retornaria ao líquido para repor o equilíbrio neste último, em função da redução da pressão parcial causada pela redução do teor de CO₂ no meio líquido.

Essa seria, simplificada, a cinética de equilíbrio do pH diante do CO₂ na codigestão e que, na ausência de quantidade compatível de proteína adicionada, seria impossível de ser mantida sem a indesejada adição de produto químico comercial (NaOH, por exemplo).

O processo de equilíbrio do pH na digestão anaeróbia de lodos e biossólidos referentes ao tratamento biológico de efluente bruto doméstico sem codigestão seria o mesmo de o com codigestão.

Porém, em se tratando de efluente bruto doméstico, normalmente a distribuição das substâncias que compõem os substratos se faz em proporções iguais e próximas a 1/3 para proteínas, lipídeos e carboidratos. Portanto a oferta de proteína estaria sempre garantida e, conseqüentemente, o autoequilíbrio do pH com o CO₂ na digestão anaeróbia.

È evidente que para serem implementadas as buscas por substâncias orgânicas associadas à codigestão anaeróbia seriam necessárias atitudes de gestão operacional distintas das de aplicação corrente, justamente porque nestas, salvo raras exceções, não se desenvolvem atividades inter-relacionadas à política RUEQ.

A gestão operacional da planta visando, objetivamente a esse procedimento de codigestão anaeróbia, deveria estabelecer estratégias específicas para tal, entendendo que isso não seria nada mais do que um outro plano de ação setorial a ser executado dentre vários outros intrínsecos à operação convencional e histórica das plantas.

Retomando o assunto da digestão anaeróbia na sua forma sem codigestão com substâncias orgânicas adicionais, então todos os resultados analisados até este ponto se desdobrariam da condição operacional ótima do processo de digestão anaeróbia desenvolvida sob o que se define por estado estacionário da planta.

Nesse estado estacionário de operação da planta, o pH de equilíbrio dos digestores anaeróbios variaria de 6,8 a 7,5, aproximadamente, e a relação AV/AT (ácidos voláteis/alcalinidade total), de 0,08 a 0,15 (faixa ótima para controle da acidez), sendo que a concentração de AV alcançaria, no máximo, 300 a 500 mg/L, para o que a alcalinidade total variaria entre 2.000 e 3.500 mg/L CaCO₃ segundo MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 1504).

A partida inicial da planta de tratamento ou qualquer retomada de operação por paralização ou queda de eficiência da digestão anaeróbia (hipótese muito improvável, mas não impossível, pois que para ser minimizado esse risco seriam admitidos 3 digestores para a vazão específica de 1,000 m³/s e o acréscimo de outro digestor a cada 1,000 m³/s - ou fração - agregado) exigiria a importação temporária de energia elétrica para suprimento da energia total consumida.

Seria até possível crer que em 120 dias ocorreria, progressivamente, a plena recuperação operacional da digestão anaeróbia ao regime estacionário, por conseguinte, das produções autóctones de biogás e de energia elétrica.

Diante de tal risco, apesar da improbabilidade associada decorrente das medidas de segurança operacional adotadas, poderia ser sugerido para o gerenciamento seguro da planta um plano de contingência baseado em

contrato especial, temporário e renovável, de aquisição eventual de energia elétrica, que não permitisse risco algum de solução de continuidade de produção da planta, ainda que por prazo reduzido.

Entretanto, alternativamente, pareceria ser até mais seguro, econômico e interessante que essa dependência emergencial de energia elétrica externa a sua substituição pela utilização contingencial de óleo combustível ou gás natural.

Um ou outro estaria sempre armazenado na planta exclusivamente para acionamento dos motogeradores de combustão interna (ciclo Otto: 821 kW) e externa (Stirling: 116 kW), os quais, para atenderem também a tais emergências deveriam ser adquiridos com características de queima tipo bicomcombustível (óleo combustível ou gás natural e biogás).

Desse modo, a solução contingencial estaria incluída na própria estrutura industrial que fosse implantada com a planta. Essa hipótese claramente relegaria a primeira sugestão ao abandono.

O lodo digerido, com teor de RNFT de 3,5% em base seca e relação SSV/SST de 55%, seria extraído, simultânea, igual e separadamente, dos 3 digestores anaeróbios através de 3 bombas de cavidade progressiva iguais e operadas sob o mesmo padrão de vazão.

A descarga se faria em tanque de lodo digerido (biossólidos) a desaguar, e dali então se realizaria a alimentação do sistema de desaguamento de lodo de 1º estágio, para alcance de teor da ordem de 18% em base seca.

A razão de as bombas de extração de lodo conectadas diretamente aos digestores anaeróbios não servirem como alimentadoras das máquinas desaguadoras, como se os digestores anaeróbios fossem as unidades de lodo armazenado, decorreria do desequilíbrio físico-químico resultante do teor variável de CO₂ quando o lodo digerido entrasse na câmara despressurizada de desaguamento, onde seria submetido à pressão atmosférica.

Pela lei de Henry, a pressão parcial dos gases no ambiente da câmara de desaguamento seria reduzida para o reequilíbrio equivalente à pressão atmosférica.

Em decorrência, a concentração de saturação de CO₂ dissolvido (como ácido carbônico hidrolisado) se reduziria rapidamente produzindo a liberação de gás CO₂ na forma de bolhas e dessa redução desdobraria a elevação do pH.

A ocorrência simultânea de fenômenos físico e químico influiria de maneira desconhecida na remoção das águas livre, intersticial e adsorvida do lodo a desaguar e na cinética de floculação do polímero catiônico aplicado à entrada das máquinas desaguadoras, instabilizando o processo de nucleação dos

flocos e induzindo a adsorção destes nas bolhas de CO₂ que se desprendessem da massa de lodo.

Isso tudo concorreria de forma incerta, descontrolada e arriscada no desempenho do processo de desaguamento de 1º estágio do lodo digerido, isto é, na a eficiência real das máquinas desaguadoras.

Para evitar problema dessa ordem, seria preferível que o equilíbrio de CO₂ se fizesse independentemente no ambiente interno de um tanque específico para tal fim, e se optasse então assim pela transferência do lodo digerido dos digestores anaeróbios para o tanque de lodo a desaguar e, somente depois então, sua transferência se realizasse para as máquinas desaguadoras do 1º estágio.

A partir desse tanque, 3 bombas de cavidade progressiva, iguais entre si, alimentariam, separada e paralelamente, 3 máquinas iguais de desaguamento de lodo digerido, tipo extrusoras, sendo que a montante delas seria aplicada emulsão de polímero catiônico sob dosagem de 10 kg de substância seca por 1.000 kg de RNFT a desaguar.

O centrado das extrusoras, rico em NH₄⁺ (> 1.000 mg N/L) seria dirigido ao reator Anammox para remoção de N e, paralelamente, para produção de calor, o qual seria aproveitado para aquecimento, em parte, dos lodos a digerir.

A torta de lodo seria continuamente transferida por esteira rolante horizontal e bomba de cavidade progressiva para 3 silos verticais, elevados e iguais entre si, com capacidade total igual à produção volumétrica de torta de lodo no 1º estágio (24 h).

O sistema assim constituído seria designado de desaguamento de 1º estágio e se prestaria a elevar o teor de RNFT do lodo digerido de 3,5% em base seca para 18%.

- tanques de lodo digerido, desaguamento e silagem de 1º estágio

13- Tanques de Lodo Digerido

tipo	concreto
instalação	fechado, com exaustão e descarga de gases nos incineradores
regime de operação	contínuo, 24 h/d
quantidade de tanques - Nt	2 2+0

tempo médio de armazenamento - Ta - h	6,0
volume útil de cada tanque - Vu - m³/tanque	59 Vldg/J*Ta/Nt
características do lodo digerido	
massa de SST - Mtd - kg SST/d	16629 Mst'
massa de SSV - Mvd - kg SSV/d	9679 Msv'
relação SSV/SST - sv/st - %	58 Mtd/Mvd*100
concentração SS - Cssl - %	3,5 Cld
massa específica - µld - kg/m³	1010
dimensões	
largura - W - m	4,00
comprimento - L - m	8,00
profundidade total - Ht - m	2,74 inclui lastro de submergência (0,90 m) dos misturadores submersos
borda livre - bl - m	0,00 ambiente confinado para facilitar exaustão para incineradores
profundidade útil máxima - Hu - m	1,84 Vu/L/W
misturadores submersos	
quantidade em cada tanque - N/tanque	1 1+1 instalados
densidade de potência - dp - W/m³	25
potência unitária requerida - Pu - kW/cj	2,2 Vu*dp/1000*(Hu+0,90)/Hu
bombas de alimentação das extrusoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - Jld - h	1 bomba por extrusora
concentração do lodo - Cssl - %	24 J
quantidade - Nb	3,5 Cssl
vazão - Qld - m³/h/bomba	3 3+1 1 p/ cada extrusora
pressão manométrica de decarga - Pld - mCA	6,6 Vldg/Jld/Nb
potência instalada - Prli - kW/cj	20
	0,7

14- Desaguamento de 1º Estágio de Lodo Digerido

tipo	extrusoras (tambores rotativos)
jornada de produção - JP - h/d	24 J
quantidade de extrusoras - Next	3 3+1
sólidos a desaguar	
massa de SST a desaguar - Mx' - kg SST/d	16629 Mtd
relação SSV/SST - sv/st - %	58 sv/st
teor de SST no lodo a desaguar - Xr' - %	3,5 Cssl
capacidade mássica unitária das extrusoras - Zext - kg SST/h/máquina	
	231 Mx'/J/Next
capacidade volumétrica unitária das extrusoras - Wext - m³/h/máquina	
	6,6 Qld
captura de sólidos - Cs - %	95
demanda de polímero catiónico - Pol - %	1,00 em relação à massa de SST
massa seca diária de 1º lodo desaguardo - DGx1 - kg SST/d	15797 Cs/100*Mx'
teor de RNFT no 1º lodo desaguardo - Xext - %	18
massa específica da 1ª torta de lodo - µtl1 - kg/m³	1080
volume diário da 1ª torta de lodo - Vtl1 - m³/d	81 DGx1/(Xext/100*µtl1)
massa diária da 1ª torta de lodo a 18% - Tx1 - t/d	88 Vtl1*µtl1/1000
massa diária de RNFT na 1ª torta de lodo - Mx1 - t/d	15,8 Xext/100*Tx1
volume d'água na 1ª torta de lodo - Vat1 - m³/d	72 DGx1*(1-Xext/100)*µtl1/(Xext/100*µtl1)/1000
volume de centrado - Vcen - m³/d	400 Vtl1-Vat1
vazão média de reciclagem - Qrecic - L/s	4,6 Vcen/86,4
potência específica requerida - lper - kWh/m³	0,0100 adaptado Burton, 1996
potência total requerida - Ptr - kW	36 lper*Q
bombas de alimentação dos silos	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - Jld - h	24 J
concentração do lodo - Cssl - %	18 Xext
quantidade - Nb	1 1+1
vazão - Qld - m³/h/bomba	3,4 Vtl1/Jld/Nb
pressão manométrica de decarga - Pld - mCA	40
potência instalada - Prli - kW/cj	0,8

NOTA: a torta de lodo produzida a 18% bs será transferida para 3 silos verticais, através de correias transportadoras horizontais e bombas de massa verticais.

15- Silos do 1º Estágio de Desaguamento

tipo	metálico, elevado, fuste a 4,5 m de altura
quantidade - Ns	3 3+0
volume útil unitário - Vus1 - m³/silo	27 Vtl1/Ns
tempo de armazenamento - Ts1 - d/silo	0,33 Vust/Vtl1
dimensões da parte superior (cilíndrica)	
diâmetro - Ds1 - m	2,80
altura útil - Hu - m	3,00
borda livre - bl - m	1,00
volume útil - m³/silo	18 Ds1 ² *π/4*Hu
tronco-cone inferior	
diâmetro inferior - Di - m	0,60
altura - Hi - m	3,03
volume - Vi - m³	8 Hi/3*π/4*(Di ² +Ds1 ² +(Di ² *Ds1 ²) ^{0,5})
ângulo - A - ° horizontal	70,0 arctg (Hi/(Ds1-Di)/2)
bombas de alimentação dos eletrodesaguadores	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável, 1 bomba por eletrodesaguador
período de operação - Jld - h	24 J
concentração do lodo - Cssl - %	18 Cssl
quantidade - Nb	1 1+1
vazão - Qld - m³/h/bomba	3,4 Vtl1/Jld/Nb
pressão manométrica de descarga - Pld - mCA	40
potencia instalada - Prli -kW/cj	0,8

A potência requerida na totalidade do sistema, desde o tanque de lodo digerido até as bombas de extração de torta dos 3 silos verticais do 1º estágio de desaguamento, incluindo os extremos, equivaleria a 44 kW e a energia consumida, a 1.058 kWh.dia (todos equipamentos operando 24 h/d).

Atualizando o balanço de energia até este ponto, então os montantes conduziram ao seguinte superávit:

$$821 \text{ kW (ciclo Otto)} + 116 \text{ kW (Stirling)} - 133 \text{ kW} - 44 \text{ kW} = 760 \text{ kW}$$

O desaguamento de lodo de 2º estágio seria necessário para elevar o teor de RNFT da torta de lodo alimentadora do processo de oxidação térmica (incineração) para 32% em base seca.

O sistema do 2º estágio seria suprido a partir dos 3 silos verticais constituintes do fechamento do 1º estágio de desaguamento.

Desta feita, o desaguamento mecânico compreenderia o uso de equipamentos de tecnologia diferente das extrusoras do 1º estágio.

Seriam eletrodesaguadores capazes de elevar facilmente o teor de RNFT até 32% em base seca, substituindo a aplicação de polímero floculante pela energia elétrica.

Do ponto de vista econômico, o eletrodesaguador, que poderia elevar o teor de RNFT da torta até a faixa de 50% em base seca, consumiria muito menos

energia elétrica do que a equivalente à secagem térmica clássica, cerca de 20 a 33% desta última (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 1587), daí então a sua escolha para a redução controlada da umidade da torta de lodo a incinerar.

Se comparado ao consumo das extrusoras utilizadas no 1º estágio de desaguamento, seu consumo de energia seria 4,5 vezes superior – embora nessa comparação devesse ser descontado o equivalente ao custo associado ao polímero de floculação, que nele inexistiria e não seria desprezível.

O centrado do eletrodesaguador, também rico em NH_4^+ , seria reunido ao das extrusoras para encaminhamento conjunto ao reator Anammox, para remoção de N e aproveitamento do calor produzido para aquecimento dos lodos a digerir.

A produção contínua de torta de lodo a 32% de RNFT em base seca seria transferida por esteira rolante horizontal e bomba de cavidade progressiva para 2 silos verticais, elevados e iguais entre si, com capacidade total igual à produção volumétrica de torta de lodo no 2º estágio (24 h).

Isso tudo constituiria o sistema de desaguamento de lodo de 2º estágio e a torta de lodo final estaria apta a ser transferida, por bombas de cavidade progressiva, para os 2 incineradores de funcionamento contínuo.

- desaguamento e silagem de 2º estágio

16- Desaguamento de 2º Estágio de Torta de Lodo a 18% em Base Seca

tipo	eletrodesaguadores
jornada de produção - JP - h/d	24 J
quantidade de eletrodesaguadores - Ned	1 1+1
sólidos a desaguar	
massa de SST - Mx1 - kg SST/d	15797 Mx1*1000
relação SSV/SST - sv/st - %	58 sv/st
teor de SST no lodo a desaguar - Xr' - %	18,0 CsslD
capacidade mássica unitária dos eletrodesaguadores - Zed - kg SST/h/máquina	658 Mx1/J/Ned
capacidade volumétrica unitária dos eletrodesaguadores - Wed - m³/h/máquina	3,4 Qld
captura de sólidos - Cs - %	95
massa seca diária de 2º lodo desaguado - DGx2 - kg SST/d	15007 Cs/100*Mx1
teor de RNFT no 2º lodo desaguado - Xed - %	32
massa específica da 2ª torta de lodo - $\mu\text{tl}2$ - kg/m³	1100
volume diário da 2ª torta de lodo - Vtl2 - m³/d	43 DGx2/(Xed/100* $\mu\text{tl}2$)
massa diária de torta de lodo a 32% - Tx2 - t/d	47 Vtl2* $\mu\text{tl}2$ /1000
massa diária de RNFT na 2ª torta de lodo - Mx2 - t/d	15,0 Xed/100*Tx2
volume d'água na 2ª torta de lodo - Vatl2 - m³/d	32 DGx2*(1-Xed/100)* $\mu\text{tl}2$ /((Xed/100* $\mu\text{tl}2$)/1000
volume de centrado - Vcen2 - m³/d	49 Vtl1-Vatl2
vazão média de reciclagem - Qrecic - L/s	0,6 Vcen2/86,4
potência requerida para eletrodesaguamento	
massa de torta 18% - Mt18 - kg/1000 kg RNFT	5556 1000/(18/100)
massa de torta 32% - Mt32 - kg/1000 kg RNFT	3125 1000/(32/100)

água a ser evaporada - Aqeva - kg/1000 kg RNFT	2431 Mt18-Mt32
índice de calor de evaporação água - Iceva - MJ/kgagua	3,5
calor necessário para evaporação da água da torta - Ceva - GJ/d	134 Iceva/1000*Aqeva*Mx1/1000
porcentagem de energia consumida nos eletrodesaguadores em relação à demanda da secagem térmica - Pener - %	30 U.S. EPA 2000 (20% a 33%)
energia total consumida nos eletrodesaguadores - Eced - GJ/d	40 Ceva*Pener/100
eficiência de energia de transformação - Ee - %	35
potência total requerida - Pred - kW	163 Ee/100*Eced*10^6/86400
bombas de alimentação dos silos	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - Jld - h	24 J
concentração do lodo - Cssl - %	32 Xed
quantidade - Nb	1 1+1
vazão - Qld - m³/h/bomba	1,8 Vtl2/Jld/Nb
pressão manométrica de descarga - Pld - mCA	40
potencia instalada - Pri - kW/cj	0,6

NOTA: a torta de lodo produzida a 32% bs será transferida para 2 silos verticais, através de correias transportadoras horizontais e bombas de massa verticais.

17- Silos do 2º Estágio de Desaguamento

tipo	metálico, elevado, fuste a 4,5 m de altura
quantidade - Ns	2 2+0
volume útil unitário - Vus2 - m³/silo	21 Vtl2/Ns
tempo de armazenamento - Ts2 - d/silo	0,50 Vust/Vtl2
dimensões da parte superior (cilíndrica)	
diâmetro - Ds2 - m	2,80
altura útil - Hu - m	2,15
borda livre - bl - m	1,00
volume útil - m³/silo	13 Ds2²*π/4*Hu
tronco-cone inferior	
diâmetro inferior - Di - m	0,60
altura - Hi - m	3,03
volume - Vi - m³	8 Hi/3*π/4*(Ds2²+Di²+(Di²*Ds2²)^0,5)
ângulo - A - ° horizontal	70,0 arctg (H/(Ds2-Di)/2)
bombas de alimentação dos incineradores	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável, 1 bomba por incinerador
período de operação - Jinc - h	24 J
concentração do lodo - Cinc - %	32 Cssl
quantidade - Nb	2 2+1
vazão - Qinc - m³/h/bomba	0,9 Vtl2/Jinc/Nb
pressão manométrica de descarga - Pinc - mCA	50
potencia instalada - Princi - kW/cj	0,6

A potência requerida no sistema do 2º estágio, desde o eletrodesaguador até as bombas de alimentação dos incineradores (incluindo os extremos) seria 165 kW, e a energia consumida, 3.963 kWh.dia (24 h/d de operação de todos os equipamentos envolvidos).

Este valor de potência seria o maior dentre os das unidades de composição do tratamento de fase sólida.

Atualizando o balanço de energia até este ponto, então os montantes conduziram ao seguinte superávit:

821 kW (ciclo Otto)+116 kW (Stirling) -133 kW - 44 kW – 165 kW = 595 kW

A última unidade de tratamento de fase sólida com demanda de potência seria a de processamento da lama de cinzas descarregada pelos incineradores, já que a demanda de energia elétrica nestes últimos seria nula ou desprezível.

À demanda de potência corresponderia o valor de 48 kW e ao consumo, 1.143 kWh.dia, em jornada de 24 h/d.

Todas as unidades de processo alinhadas no percurso de tratamento de fase sólida seriam confinadas e protegidas por sistemas de exaustão de gases odorosos e COV, com as respectivas descargas de exaustão dirigidas para os incineradores, onde seriam submetidas à combustão completa simultaneamente com a torta de biossólidos digeridos.

Os incineradores seriam conjuntos equipados com sistema de pré-aquecimento da torta de biossólidos digeridos e do ar admitido para combustão, com aproveitamento de parte do calor residual dos gases de combustão para isso e a parte complementar em um 3º sistema de cogeração de energia, como se apresentará mais à frente.

Operariam à temperatura entre 900 a 1200 °C para garantir a combustão completa dos biossólidos e evitar produção excessiva de NO_x. Teriam capacidades iguais para processar o total de 15.007 kg de sólidos totais (ST) por dia, com produção de 3.752 kg/d de cinzas.

A energia requerida para incineração seria de 72 GJ/d (parcela destinada à volatilização da umidade do lodo concentrado a 32% em base seca) e a liberada na combustão dos biossólidos, de 171 GJ/d.

Admitida perda de 35% de energia no sistema de incineração, o superávit ainda seria de 39 GJ/d.

Estaria caracterizada a autossuficiência energética também da incineração dos biossólidos, independentemente do suporte técnico de até 15% da produção de biogás (40 GJ/d) que estaria à disposição para partidas ou re-partidas dos incineradores.

Admitindo que 30% do superávit de 39 GJ/d, ou 11,7 GJ/d, permanecessem como reserva energética à disposição da incineração e 70% (27,5 GJ/d) fossem liberados para outro sistema de cogeração, com 60% de eficiência de transformação em energia elétrica, seria então produzida a partir dessa reconfiguração energia elétrica proporcional à potência de 67 kW (ou $27.500000 \cdot 60 / 100 \cdot 35 / 100 / 86400$).

Nesse caso seriam utilizados, diferentemente dos casos anteriores, caldeiras de vapor e turbinas a vapor, com 60% e 35%, respectivamente, de eficiência energética, que se supririam diretamente do calor residual disponível nos gases de combustão dos incineradores.

- incineração de biossólidos digeridos

18- Oxidação Térmica (Incineração)

tipo	leito fluidizado com sistema de pré-aquecimento do lodo e do ar de combustão com o calor residual dos gases de exaustão, e sistema de tratamento do ar emitido para a atmosfera
jornada de produção - Ji - h/d	24 J
quantidade de incineradores - Ni	2 2+0
torta de lodo a incinerar	
massa de SST - Mxi - kg SST/d	15007 Mx2*1000
relação SSV/SST - sv/st - %	58 sv/st
massa de SSV - Mvi - kg SSV/d	8735 Mxi*(sv/st)/100
teor de SST - Xri - %	32 Xed
massa de torta 32% - Mt32 - kg/d	46898 Mxi/(Xri/100)
massa de P na Mxi - Mxpvi - kg P/d	306 3,5%Mvi
capacidade mássica unitária dos incineradores - Zit - kg SST/d/incinerador	7504 Mx1/Ned
capacidade mássica unitária dos incineradores - Ziv - kg SSV/d/incinerador	4368 (sv/st)/100*Zit
balanço energético na incineração	
calor latente vaporização d'água - Cleva - MJ/kg _{água}	2,257
massa d'água na torta 32% - Mag - kg/d	31891 (1-Xri/100)*Mt32
calor de evaporação d'água - Ceva - MJ/d	71977 Mag*Cleva
PCS da torta 32% - PCS - MJ/kg	11,4 64% lodo primário e 36% lodo biológico
calor gerado na combustão da torta 32% - CC - MJ/d	171083 PCS*Mxi
eficiência térmica da incineração - Ei - %	65 inclui perdas e pré-aquecimento
calor líquido gerado - CLg - MJ/d	39227 Ei/100*CC-Ceva

NOTA: o superávit de 39.227 MJ/d (equivalente à potência de 159 kW segundo a eficiência de 35% para geração de energia elétrica) indica a autossustentação energética da incineração e, portanto, a desnecessidade da fração de 15% do biogás ser dedicada à suplementação da demanda energética normal da incineração. Seria mesmo necessária tão somente para partida/re-partida do sistema de incineração.

As cinzas seriam descarregadas dos incineradores como massa seca ou massa úmida. Neste caso, a título ilustrativo como projeto conceitual, seriam consideradas como massa úmida ou lama.

A partir da reunião das lamas de cinza dos 2 incineradores, 1 bomba de cavidade progressiva alimentaria 1 centrífuga de desaguamento mecânico, sendo que se aplicaria a montante desta última emulsão de polímero catiônico, sob dosagem de 10 kg de substância seca por 1.000 kg de cinzas a desaguar.

O centrado da centrífuga seria dirigido aos cristalizadores de estruvita para extração do fósforo no mesmo sistema de cristalizadores dedicado ao sobrenadante de extração de PO_4^{3-} e Mg_2^+ do ELA

A torta de cinzas com teor de RNFT da ordem de 30% em massa, produzida na razão de 10,6 m³/d (11,6 t/d), seria continuamente transferida por esteira

rolante horizontal para silo horizontal onde aguardaria destinação final definida entre aterro (industrial ou sanitário) ou comercialização como matéria-prima de fósforo para utilização na indústria

- desaguamento mecânico da lama de cinzas

19- Desaguamento Mecânico de Cinzas

tipo	centrífugas especiais
jornada de produção - J - h/d	24 J
quantidade de centrífugas - Nc	1 1+1
cinzas a desaguar (suspensão a 3,5% descarregada do incinerador)	
porcentual do Mxi - Pc - %	25
massa de cinza a desaguar - Mc - kg/d	3752 Pc/100*Mxi
teor de cinza na lama a desaguar - Xc - %	3,5
massa específica da lama - μ l - kg/m ³	1010
volume de lama a desaguar - Vc - m ³ /d	106 Mc/(Xc/100* μ l)
massa de P nas cinzas - Mpc - kg P/d	306 Mx μ vi
capacidade mássica unitária da centrífuga -	
Kcx - kg cinza/h/centrífuga	156 Mc/J/Nc
capacidade volumétrica unitária da centrífuga -	
Kcv - m ³ /h/máquina	4,4 Vc/J
captura de sólidos - Cs - %	93
demanda de polímero catiônico - Pol - %	1,00 em relação à massa de cinza
massa seca diária de cinza na torta - Msc - kg /d	3489 Cs/100*Mx'
teor de RNFT na torta - Xc - %	30 em base seca
massa específica da torta de cinza a 30% - μ c - kg/m ³	1100
volume diário de torta de cinza a 30% - Vtc - m ³ /d	10,6 Msc/(Xc/100* μ c)
massa diária de torta de cinza a 30% - Tc - t/d	11,6 Vtc* μ c/1000
volume d'água na torta de cinza - Vca - m ³ /d	8,1 Msc*(1-Xc/100*) μ c/(Xc/100* μ c)/1000
volume de centrado - Vcen - m ³ /d	98 Vc-Vca
vazão média de reciclagem - Qrecic - L/s	1,1 Vcen/86,4
potência específica requerida - lper - kWh/m ³	0,0130 adaptado de Burton, 1996
potência total requerida - Ptr - kW	47 lper*Q
bombas de alimentação das centrífugas	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
período de operação - Jld - h	1 bomba por centrífuga
concentração da lama - Clam - %	24 J
quantidade - Nb	3,5 Xc
vazão - Qld - m ³ /h/bomba	1 1+1 1 p/ cada centrífuga
pressão manométrica de descarga - Pld - mCA	4,4 Vc/J/Nb
potência instalada - Prli - kW/cj	30
	0,8

A potência requerida no sistema de desaguamento das cinzas seria de 48 kW, e a energia consumida, de 1.143 kWh.dia (24 h/d de operação de todos os equipamentos envolvidos).

Ultimando o balanço de energia para todo o tratamento de fase sólida, os montantes envolvidos conduziriam ainda ao seguinte superávit:

821 kW (ciclo Otto) +116 kW (Stirling) +67 kW -133 kW -44 kW -165 kW -48 kW
= 614 kW.

Considerando que não haveria potência requerida na incineração, o superávit de 614 kW seria representativo para todo o processo de tratamento de fase sólida, desde os reatores de hidrólise e fermentação de lodo primário e de ELA até o depósito de torta de cinzas.

Tal superávit setorial seria a demonstração consistente do potencial da política RUEQ em busca da autossuficiência energética da planta.

- tratamento de correntes secundárias

Às correntes secundárias produzidas, na presença da digestão anaeróbia de lodos e biossólidos, corresponderiam concentrações de constituintes limitadas a (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 1663):

- DBO <2.000 mg/L,
- NH_4^+ <1.300 mg N/L,
- SST <20.000 mg/L
- PO_4^{3-} < 350 mg P/L.

As correntes secundárias necessitariam ser submetidas a tratamentos específicos para evitar a reciclagem de N e P sob elevados teores para a corrente principal de tratamento.

A vazão de reciclagem, 37,8 L/s, corresponderia a um fator de diluição de 26,5, relativamente baixo em relação à vazão específica de 1,000 m³/s da corrente principal.

O sobrenadante do sistema de hidrólise e fermentação do ELA e o centrado do desaguamento da lama de cinzas seriam encaminhados ao sistema de cristalizadores de estruvita para remoção de P.

O sistema consistiria em 3 equipamentos iguais, pré-fabricados, para operação em paralelo, tipo reatores tronco-cônicos de fluxo vertical ascendente com recirculação do sobrenadante e adição de NaOH, para controlar o pH em torno de 8,2/8,5, e de MgO para produzir a supersaturação molar de Mg_2^+ em relação ao PO_4^{3-} .

O sobrenadante dos cristalizadores escoaria e reciclaria então com teor de P de 17,2 mg P/L, que corresponderia a 0,61 mg P/L normalizado para a vazão de efluente bruto (e se acrescentaria aos 7,5 mg P/L deste).

A estruvita, produzida com alto grau de pureza (99%) seria extraída pela parte inferior do equipamento, secada e desinfetada para ensacamento final destinado à comercialização como insumo (fonte de P) para fabricação de fertilizantes ou mesmo uso direto em alguns casos.

Sua qualidade como fertilizante ou como composto de fertilizante teria o pressuposto da segurança sanitária em relação a indicadores microbiológicos e químicos (metais pesados e fármacos).

A estruvita teria a característica de fertilizante de baixa taxa de liberação e assim limitaria a concentração elevada de nutrientes solúveis próximos à estrutura das raízes, evitando a queima destas e a perda de nutrientes por efeito de lavagem por escoamento superficial de água ou infiltração no solo, o que seria do ponto de vista ambiental contraditório em relação à segurança dos corpos d'água contra eutrofização.

Parte do sobrenadante (50%) dos cristalizadores seria recirculada para recuperação de cristais de dimensão reduzida que transpassassem a sedimentação.

Ao serem reintroduzidos no processo de cristalização, se comportariam como núcleos de cristalização na formação de novos cristais com dimensões superiores às suas, e que seriam as mais próprias tanto para a eficiência de extração de P das correntes secundárias como para qualificação da estruvita.

O aporte provável de P aos 3 cristalizadores seria de 350 kg P/d (cerca de 54% do P descarregado pelo efluente bruto, 648 kg P/d). O complemento, 297 kg/d, teria percorrido a rota dos biossólidos incinerados e seria disposto como cinzas.

Do montante de 350 kg P/d aportado aos cristalizadores, seriam produzidos 2.351 kg/d de estruvita, nos quais estariam incorporados 297 kg P/d (45,8% do aporte de 648 kg P/d à PTE).

Um montante de 52 kg P/d reciclaria como sólidos predominantemente dissolvidos para o tanque de equalização de vazão de efluente bruto via correntes secundárias (teor de P de 17,2 mg P/L ou 0,61 mg P/L normalizado para a vazão de efluente bruto, conforme apresentado anteriormente).

- remoção de P por formação de estruvita

20- Sistema de Cristalização de Estruvita

tipo	fluxo ascendente de seção variável
volume diário afluyente - Vcris - m ³ /d	2816 Vela+Vsb
taxa de aplicação superficial - Scris - m/h	40
taxa de recirculação - Srec - %	50
tempo de detenção - Tcris - min	40
número de equipamentos - Ncris	3 3+0
aporte de P - PO ₄₋₃ - kg/d	342 P/1000*Q*J-Mpc
massa de P removida como estruvita - Mxp - kg P/d	291 85%PO ₄₋₃
massa de P no sobrenadante - Mpc - kg/d	51 Mxp-Mpsob
teor de P no sobrenadante - Pr - mg/L	18 Mpc*1000/Vcris
teor de P reciclado para a corrente principal normalizado para a vazão de efluente bruto (Q) - PO _{4-3rec} - mg P/L	0,59 Mpc*1000/Q/J
massa de estruvita produzida - Mxestr - kg/d	2299 (245/31)*Mxp
bombas de alimentação	
tipo	centrífuga, horizontal, velocidade variável
quantidade - Nbcris	3 3+1
período de operação - Pcris - h/d	24 J
vazão unitária - Qucriis - L/s/bomba	16,3 Vcris/Nbcris/86,4
altura manométrica - Hman - mCA	20
potencia instalada - Pcris -cv/cj	7,5 Qucriis*Hman/75/0,70*(1+20/100)
outras demandas de potência (soprador de secagem e desinfecção) - Pcris' - cv	10 adotado

A demanda de potência total inerente aos cristalizadores de estruvita seria 24 kW e a energia consumida, 577 kWh.dia.

Atualizando então o balanço de energia para todo o tratamento de fase sólida e para o sistema de cristalização de estruvita nas correntes secundárias, os montantes envolvidos conduziriam ao seguinte superávit remanescente:

821 kW (ciclo Otto) +116 kW (Stirling) +67 kW -133 kW -44 kW -165 kW -48 kW -24 kW= 590 kW.

Seria esperado o teor de NH₄⁺ nas correntes secundárias entre 1.000 e 1.500 mg N/L.

Aplicando-se o sistema Anammox para a vazão de centrados dos desaguamentos de 1º e 2º estágios, como se verá adiante, para 93% de eficiência de remoção de amônio (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 1714) com teor de 1.300 mg N/L, e para a vazão de 5,2 L/s, o teor de amônio no efluente seria da ordem de 97 mg N/L.

Se se considerar, por outro lado, um teor de amônio de 100 mg N/L no efluente dos cristalizadores de estruvita e a vazão de 32,6 L/s, ao se reunirem os efluentes dos 2 sistemas para constituir o fluxo final de correntes secundárias, num total de 37,8 L/s, o teor médio de amônio seria de 100 mg/L, ou seja, de somente 42,2 mg N/L se normalizado para a vazão de efluente bruto de 1,000 m³/s.

Isto representaria um acréscimo de somente 5,5% de NH_4^+ na linha de corrente principal de tratamento, resultado muito satisfatório se comparado aos valores comentados a seguir.

Caso as correntes secundárias fossem descarregadas diretamente na corrente principal, sem tratamento específico, o teor de NH_4^+ de 40 mg N/L do efluente bruto seria, pela inclusão das correntes secundárias, elevado a 75 mg N/L, no caso do teor NH_4^+ de 1.000 mg N/L, e para 93 mg N/L no de 1.500 mg N/L.

Tais resultados de conteúdo de NH_4^+ na corrente principal representariam sobrecargas expressivas de demanda de energia no processo de tratamento biológico aeróbio, com elevação do custo operacional não só pelo que representaria o acréscimo de NH_4^+ em si mas também porque o tratamento se faria tendo por base a vazão de efluente bruto e não a vazão de corrente secundária.

Em outras palavras, seria muito mais prático e econômico abater o excesso de NH_4^+ das correntes secundárias no seu próprio circuito porque nele, além da vazão muito inferior, o NH_4^+ estaria muito mais concentrado e isso seria muito positivo do ponto de vista da remoção possível de se alcançar com tecnologia diferente da que seria aplicada à corrente principal.

Todos os processos existentes de bioxidação de altos teores de NH_4^+ são exotérmicos, uns mais e outros menos (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 1723). O Anammox seria o de maior potencial de produção de calor.

Afortunadamente, como suas biorreações têm as velocidades muito reduzidas ao nível acima de 38°C (MetCalf&Eddy-AECOM (1), p. 1723) e essa temperatura seria inevitavelmente alcançada no processo Anammox para oxidação do amônio em alta concentração, como seria este caso de NH_4^+ de 1.000 a 1.500 mg N/L, seria então obrigatória a extração de calor do reator Anammox para garantia de seu próprio funcionamento como reator biológico.

Esse calor produzido continuamente estaria disponível para ser aplicado no restante dos processos da planta, por exemplo, no aquecimento dos lodos a digerir, cuja temperatura necessitaria ser elevada de 22 °C para 36 °C, admitindo 1 °C acima da temperatura de operação da digestão anaeróbia (35°C).

O processo Anammox não poderia ser reproduzido na corrente principal porque nela o teor de NH_4^+ não seria alto suficiente que viabilizasse tecnicamente o processo Anammox, a que caberia só o tratamento de teores muito elevados de NH_4^+ .

Assim 3 fatos se convergiram para justificar a implantação do processo Anammox no abatimento do teor de amônio dos centrados de desaguamento do lodo digerido:

- proteção do próprio processo pelo controle da temperatura <38 °C pela extração de calor de excesso produzido intrinsecamente ao processo;
- eficiência de remoção variando de 90% a 95% de NH_4^+ desdobraria em acréscimos de 0,40 a 4,0 mg N/L aos 40 mg N/L do efluente bruto, insignificantes se comparados aos referidos anteriores (35 mg N/L, ou 75-40, e 53 mg N/L, ou 93-40);
- relação próxima da unidade entre as vazões do sistema Anammox (a mais quente, 5,2 L/s, T > 40°C) e a de lodos a digerir (a mais fria, 5,5 L/s, T = 22 °C) favoreceria de forma especial ao sistema de troca de calor.

O aquecimento dos digestores anaeróbios demandaria 31 GJ/d de energia e se faria a partir da recuperação do calor residual do lodo digerido (35°C) e do calor liberado na bioxidação anóxica do NH_4^+ no reator Anammox.

O reator Anammox teria capacidade de fornecer 24 GJ/d (como se verá adiante), cerca de 77% da quantidade de energia necessária para aquecimento dos digestores anaeróbios.

Esses números realçariam a importância do sistema Anammox em servir como ferramenta eficaz para o tratamento biológico de um poluente altamente concentrado como o NH_4^+ nas correntes secundárias e, ao mesmo tempo, oferecer, como subproduto direto de processo, energia térmica para aquecimento dos digestores anaeróbios, como um caso exemplar de realização da política RUEQ.

Há uma série de sistemas industriais patenteados de reator Anammox disponível para que dentre eles se selecionasse a opção aplicável a este fluxograma 3 PTE 20.

A título apenas de se estimar as demandas de potência e de alcalinizante requeridas no processo, se assumiria aqui a hipótese de 1 reator RBS construído em concreto e protegido com isolamento térmico nas paredes e cobertura.

Seria precedido de 1 tanque de compensação de 2,0 h de capacidade de armazenamento, previsto para evitar a instalação de outros módulos de RBS, o qual se comporia de ciclo de 8,0 h, sendo 6,0 h de enchimento e reação (66% de aeração e 37%, de mistura), 1,0 h de sedimentação e 1,0 h de extração de sobrenadante.

Foi apresentada nos parágrafos anteriores a oferta de energia que desdobraria do reator Anammox a partir das biorreações de oxidação do NH_4^+ pelas bactérias autotróficas Anammox em ambiente de baixo teor de OD ($\approx 0,30$ mg/L). Nele, o NO_2^- produzido pelas autotróficas aeróbias BOA (somente cerca de 50% do NH_4^+ seria oxidado a NO_2^-) seria o receptor de elétrons diante da

oxidação autotrófica do NH_4^+ remanescente para N_2 (os outros 50% não oxidados inicialmente) pelas Anammox.

O baixo teor de OD no reator seria obrigatório tanto pela adequação do ambiente do reator ao metabolismo seguro das Anammox como para inibir o desenvolvimento de bactérias autotróficas BON, competitivas com as autotróficas Anammox em relação ao NO_2^- produzido pelas autotróficas BOA.

Caso se elevasse o teor de OD, as autotróficas BON, muito mais aptas nesse ambiente, se desenvolveriam no sentido de oxidar o NO_2^- a NO_3^- e assim inibiriam o desenvolvimento das Anammox diante do decréscimo de NO_2^- a servir de aceptor de elétrons.

- reator Anammox

21- Reator Anammox

tipo	RBS com tanque de compensação a montante
volume diário afluente - V_{mox} - m^3/d	450 $V_{cen1} + V_{cen2}$
tempo de detenção no tanque de compensação - T_{tc} - h	2,0
teor de NH_4^+ no afluente - N_{Ha} - mg N/L	1300
eficiência de remoção de NH_4^+ - Enh - %	93
teor de NH_4^+ no efluente - N_{He} - mg N/L	$97 (1 - Enh/100) * N_{Ha}$
número de tanque RBS - N_{rbs}	1
número de tanque de compensação - N_{tc}	1
ciclo do tanque RBS	
duração total - T_c - h	8,0
enchimento/reação - Er - h	6,0 66% de aeração e 34% de mistura
sedimentação - Sed - h	1,0
extração sobrenadante - D_{sob} - h	1,0
número diário de ciclos - N_{ciclos} - ciclos/d	$3 \text{ } 24/T_c$
tanque de compensação - dimensões	
quantidade - N_{tc}	1
volume - V_{tc} - m^3	$37 V_{mox}/J * T_{tc}$
largura - W - m	3,00
comprimento - L - m	6,00
profundidade total - H_t - m	2,98 inclui lastro de submersão (0,90 m) dos misturadores submersos
borda livre - bl - m	0,00 ambiente confinado para facilitar exaustão para incineradores
profundidade útil máxima - H_u - m	$2,08 V_{tc}/L/W$
misturadores submersos	
quantidade em cada tanque - N/tanque	1 1+1 instalado
densidade de potência - dp - W/m^3	7,5
potência unitária requerida - P_u - kW/cj	$0,4 V_{tc} * dp / 1000 * (H_u + 0,90) / H_u$
bombas de alimentação do RBS	
tipo	centrífuga, horizontal, velocidade variável
período de operação - J_{mox} - h	$18 Er * N_{ciclos}$
quantidade - N_b	1 1+1
vazão - Q_{mox} - $\text{L}/\text{s}/\text{bomba}$	$9,3 V_{mox}/J_{mox}/3600 * 1000 * Er/N_b$
altura manométrica - H_{mox} - mCA	10
potência instalada - P_{moxi} - cv/cj	$2,5 Q_{mox} * H_{mox} / 75 / 0,74 * \text{folga} = 50\%$

reator Anammox	
quantidade - N	1
temperatura de regime - Tmox - °C	25 Tmox-15°C
demanda específica de oxigênio - Dox - kg Ox/kg NH4+	1,87 rota de deamonificação
demanda de oxigênio nitrogenado - Dox' - kg O2/d	1093 Vmox*Nha/1000*Dox
demanda carbonácea de oxigênio - Dox'' - kg O2/d	66 6%Dox'
tempo de aeração durante a reação - Taer - %	66 reação aeróbia /enchimento
tempo de reação aeróbia - Taer - h/d	11,9 24/Tc*Er*Tare/100
taxa de transferência de OD no local sob condição padrão - TIO - kg/h	98 (Dox'+Dox'')/Taer
taxa de consumo de oxigênio - TCO - gO2/m³/h	150 difusores de bolhas finas e ultrafinas
volume do reator - Vranmx - m³	650 TIO*1000/TCO
volume de enchimento - Vench - m³	200 Qmox/1000*Er*3600
largura - W - m	7,50
comprimento - L - m	15,00
profundidade total - Ht - m	6,68
borda livre - bl - m	0,00 ambiente confinado para evitar perda de calor
profundidade útil máxima - Hu - m	5,78 Vranmx/LW
misturadores submersos	
quantidade - Nm	2 2+1 instalados
densidade de potência - dp -W/m³	8
potência unitária requerida - Pu - kW/cj	2,4 Vranmx*dp/1000/N/Nm
tempo de operação - Tmis - h/d	6,1 34/100*Er*Nciclos
sistema de aeração do reator Anammox	
transferência de oxigênio	difusores de bolha fina, tipo membrana
teor de OD durante a aeração - OD - mg/L	0,30
cota do nível do mar - za - m	0
cota da ETE - zb - m	0
eficiência de transferência de OD - Et	0,35 35% para 5,98 m de coluna
taxa relativa de transferência de OD em água limpa - α	0,65
saturação relativa de transferência de OD para água limpa - β	0,95
pressão atmosférica ao nível do mar - Pa - N/m²	10,33 igual a mCA
pressão atmosférica ao nível do mar - Pa' - kPa	101,325 igual a mCA
pressão atmosférica na altitude da ETE - Pb - N/m²	10,33 Pa
pressão atmosférica na altitude da ETE - Pb' - kPa	101,325 Pa*(Pb/Pa)
profundidade dos difusores - Df - m	5,28 Hu-0,50 m
fator de correção da profundidade - de	0,40
peso molecular do ar - M - kg/kg/mol	28,97
constante universal dos gases - R - kg/m²/s²	8314
temperatura no reator Anammox - K - °K	298,15 Tmox+273,15
fator de despósito no difusor - F	0,90
concentração de saturação de OD ao nível do mar e temperatura de operação do ar (35°C) - Cst - mg/L	6,95
concentração de saturação de OD ao nível do mar , 20°C - Cs20 - mg/L	9,09
concentração de saturação de OD ao nível do mar para aeração por ar difuso - C'st - mg/L	10,95 Cs20*(1+de*Df/Pa) > Cst
correção da concentração de OD para a altitude - Pb/Pa	1,00 exp*(-g*M*(Za-Zb)/(R*T))
taxa de transferência de OD no local sob condição padrão - TTOP - kg/h	212 Ro'/α/F*(C'st/(β*Cst/Cs20*(Pb/Pa)*C'st-OD)*1,024*(20-Tmox)
massa específica do ar à temperatura Tx - μar - kg/m³	1,146 Pb*M/(R*(273,15+Tx))*1000
porcentagem mássica de O2 - PO2 - %	23,18
taxa específica de O2 no ar na condição padrão local - MO2 - kg O2/m³ de ar	0,266 PO2/100* μar
vazão média total de ar sob condição padrão local - Qar - m³/min	38 TTOP/Et/60/MO2
vazão média de ar sob condição padrão local por reator - Qaru - m³/min/reator	38 Qar/N
perda de carga no circuito de ar - Hcar - m	2,00 inclusive difusores
perda de carga total - Htar- mCA	7,3 Df+Hcar
sopradores	
tipo	velocidade variável, com cabine acústica

quantidade - N _{sop}	1 1+1
eficiência do soprador - E _{sop} - %	70
vazão média mássica total de ar sob condição padrão local - W - kg/s	0,7 Q _{ar} *μ _{ar} /60
vazão média mássica unitária de ar sob condição padrão local - W _u - kg/s/soprador	0,7 W/N _{sop}
vazão média unitária de ar sob condição padrão local - Q _{sop} - m ³ /min/soprador	38 Q _{ar} /N _{sop}
vazão máxima unitária de ar sob condição padrão local - Q _{sopx} - m ³ /min/soprador	44 Q _{sop} *folga _u =15%
pressão absoluta de descarga - P _{absd} - atm	1,70 (P _b +H _{tar})/P _b
potência requerida. - P _{usop} - kW	57 W _u /8,41*R/1000*(273,15+T _x)/(E _{sop} /100)*(((P _b +H _{tar})/P _b) ^{0,283-1})*folga _u = 10%

NOTA: o soprador funcionará somente 11,9 h/dia, descontinuamente, em 3 subperíodos de 4,0 h por ciclo, ainda assim alternando 20 min parado com 20 min ativado.

A demanda de potência total no sistema Anammox seria 64 kW, implicando na potência consumida, de 745 kWh.dia (os equipamentos envolvidos teriam tempos de operação inferiores a 24 h/d diante do funcionamento por bateladas do RBS).

Com tal de potência requerida, a atualização do balanço de energia para todo o tratamento de fase sólida e todo o tratamento das correntes secundárias corresponderia ao seguinte cenário superavitário:

821 kW (ciclo Otto) +116 kW (Stirling) +67 kW -133 kW -44 kW -165 kW -48 kW -24 kW -64 kW = 526 kW.

Além desse resultado de superávit, em decorrência da política RUEQ adotada passo a passo na concepção do fluxograma 3 PTE 20, estariam também alinhados os seguintes benefícios paralelos:

- superávit de 12 GJ/d resultante das ofertas de calor do sistema Anammox e do lodo digerido para aquecimento dos digestores anaeróbios que estaria livre para qualquer outro aproveitamento, e poderia representar oferta adicional de potência de 48 kW (ou $12 \cdot 10^6 / 86400 \cdot 35\%$ de eficiência de transformação de energia), mas que não estaria incluído no balanço de energia apresentado acima porque seria considerada como folga geral;
- alta taxa de redução de sólidos voláteis na digestão anaeróbia do que resultaria alta produção de biogás, portanto de energia química recuperada do efluente bruto;
- eliminação de qualquer massa de torta de lodo para disposição externa, ou sua redução para cerca de 25% se se considerasse a não comercialização da torta de cinzas como matéria-prima de fósforo para indústrias;

- cargas irrelevantes de cargas de NH_4^+ (2,2 mg N/L) e de PO_4^{-3} (0,61 mg P/L) nas correntes secundárias recicladas para a corrente principal de tratamento, concentrações essas normalizadas para a vazão específica de 1,000 m^3/s ;
- produção de estruvita (2,3 t/d/(m^3/s)) com pureza de 99%, seca e desinfetada, ($\approx 0,3$ t P/d/(m^3/s)), pronta para comercialização com a indústria de fertilizantes tendo o fósforo como matéria-prima ou para utilização direta como fertilizante;
- produção de torta de cinzas (11,6 t/d/(m^3/s), 30% em base seca) com teor de fósforo ($\approx 0,28$ t P/d/(m^3/s)) considerável para comercialização com a indústria tendo o fósforo como matéria-prima;
- oxidação térmica dos gases associados a odor, a COV e a efeito estufa produzidos e controlados nas próprias unidades de processo, onde seriam gerados nas fases líquida e sólida de tratamento;
- garantia da autossuficiência energética do sistema de desinfecção do efluente secundário filtrado por pasteurização térmica, com eficiência de remoção mínima equivalente a 4 unidades “log” (99,99%) em relação a Coliformes Termotolerantes, com potencial de alcance provável a 5 unidades “log” (99,999%) diante de folgas do sistema de trocadores de calor.

- produtos químicos

22- Produtos Químicos

22.1- Hidróxido de Sódio - Alcalinização Adicional para Garantia da Nitrificação sob pH 7,1 e Ambiente Tamponado

concentração da solução comercial - C_{sc} - %	50 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m^3	1500
dosagem de sal anidro - D - mg/L	32 Δ_{alc}
dosagem de solução comercial - D' - mg/L	64 $D/(C_{sc}/100)$
consumo mássico de solução comercial - C - kg/d	5562 $D'/1000 \cdot Q \cdot J$
consumo volumétrico de solução comercial - C' - m^3/d	3,71 C/γ_{sc}
tanques de armazenamento	
quantidade - N_{tp}	4
tipo	vertical, com tampa/fundo plano, em resina, com sensor/medidor/transmissor de nível
período de armazenamento - P - d	14,1
volume unitário - V_u - m^3/tanque	15,0 $P \cdot (C' + C' + C')/N_{tp}$ (inclusive NaOH da cristalização de estruvita e do reator Anammox)
dimensões principais	
diâmetro - Φ_{tp} - m	2,00
altura total - H_{ttp} - m	4,99
lâmina de líquido - H_{ltp} - m	4,75
volume de serviço - V_{stp} - m^3	15 $H_{ltp} \cdot \pi/4 \cdot \Phi_{tp}^2$

bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Qxbd - L/h.bomba	193 Qmbd*25% de folga
vazão unitária média - Qmbd - L/h.bomba	155 C**1000/J/Nbd
pressão manométrica de descarga - Pdbd - mCA	15
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,23

22.2- Hidróxido de Sódio - Cristalização de Estruvita

concentração da solução comercial - Csc - %	50 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1500
dosagem de sal anidro - D - mg/L	100 hipótese
dosagem de solução comercial - D' - mg/L	200 D/(Csc/100)
consumo mássico de solução comercial - C - kg/d	620 D'/1000*(Vcent+Vcen+Vsb)
consumo volumétrico de solução comercial - C' - m ³ /d	0,41 C/ γ_{sc}
tanques de armazenamento	
tipo	armazenamento efetuado junto c/ a alcalinização
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Qxbd - L/h.bomba	22 Qmbd*25% de folga
vazão unitária média - Qmbd - L/h.bomba	17 C**1000/J/Nbd
pressão manométrica de descarga - Pdbd - mCA	25
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,12

22.3- Hidróxido de Sódio - Reatores Anammox

concentração da solução comercial - Csc - %	50 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1500
dosagem de sal anidro - D - mg/L	250 hipótese
dosagem de solução comercial - D' - mg/L	500 D/(Csc/100)
consumo mássico de solução comercial - C - kg/d	225 D'/1000*(Vcen+Vcen2)
consumo volumétrico de solução comercial - C' - m ³ /d	0,15 C/ γ_{sc}
tanques de armazenamento	
tipo	armazenamento efetuado junto c/ a alcalinização
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Qxbd - L/h.bomba	7,8 Qmbd*25% de folga
vazão unitária média - Qmbd - L/h.bomba	6,2 C**1000/J/Nbd
pressão manométrica de descarga - Pdbd - mCA	25
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,23

22.4- Óxido de Magnésio

tipo	pó granular ensacado
porcentagem de magnésio no MgO - Pmg - %	60
razão entre frações molares Mg+2/(PO4-3) - Fm	0,38 (24/2)/((31+4*16)/3)
fração molar Mg+2/(PO4-3) requerida para saturação da estruvita - Fmr	1,5
volume do afluente ao cristizador de estruvita - Vcrist - m ³ /d	3101 Vcent+Vcen+Vsb
massa de PO4-3 como P no efluente bruto da PTE - Mp - kg/d	648 P*Q*J
massa de PO4-3 como PO4-3 no efluente bruto da PTE - Mpo4-3 - kg/d	1986 Mp*(31+4*16)/31
fração de PO4-3 dirigida ao cristizador - Frp - %	80 20% são queimados nos incineradores
massa de PO4-3 dirigida ao cristizador - Mpo4-3' - kg/d	1589 Frp/100* Mpo4-3
massa de Mg+2 requerida no cristizador - Mmg - kg/d	903 Fmr*(24/2*Mpo4-3'/(31+4*16))
massa de Mg+2 disponibilizada através do sobrenadante do reator hidrolítico do ELA - Mmg' - kg/d	251 Mmgela
concentração de Mg2+ disponível nos centrados dos 3 sistemas de desaguamento de lodos e cinza - Cmg - mg/L	1200
Mmg" - kg/d	644 Cmg/1000*(Vcent+Vcen)
massa de Mg+2 adicional requerida - Mmgr - kg/d	8 Mmg-Mmg'-Mmg"
massa de MgO requerida - Mmgor - kg/d	13 Mmgr/Pmg/100
consumo mensal de produto comercial - Cpc - t/mês	0,4 Mmgor30/1000

22.5- Polímero Catiônico de Adensamento de Lodo Primário

tipo	emulsão comercial
concentração da solução comercial - Csc - %	30 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1150
dosagem de produto anidro - D - mg/L	$24,5 \text{ Pol}/100 * (\text{Mpt} + \text{Mfst}) / (\text{Vlp} + \text{Vfs}) * 1000$ relação ao volume de lodo a adensar
dosagem de emulsão comercial - D' - mg/L	82 D / (Csc/100)
consumo mássico de emulsão comercial - C - kg/d	137 D' / 1000 * (Vlp + Vfs)
consumo volumétrico de solução comercial - C' - L/d	119 C / $\gamma_{sc} * 1000$
armazenamento	
tipo	container
período de armazenamento - P - d	30
volume unitário - Vu - m ³ /container	0,25
dimensões principais	
lado - Lttp - m	0,60
altura total - Http - m	0,60
lâmina de líquido - Hltp - m	0,70
volume de serviço - Vtp - m ³	0,25 Lttp * Http * Hltp
quantidade - Ntp	14 P * C' / 1000 / Vtp
área total requerida - Atr - m ²	7,7 Ntp * Lttp * 150%
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Qxbd - L/h.bomba	6,2 Qmbd * 25% de folga
vazão unitária média - Qmbd - L/h.bomba	5,0 C' / J / Nbd
pressão manométrica de descarga - Pdbd - mCA	15
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,2

22.6- Polímero Catiônico de Adensamento do ELA

tipo	emulsão comercial
concentração da solução comercial - Csc - %	30 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1150
dosagem de produto anidro - D - mg/L	$9 \text{ Pol}/100 * (\text{Mat} + \text{Msbt}) / (\text{Vela} + \text{Vsb}) * 1000$ relação ao volume de lodo a adensar
dosagem de emulsão comercial - D' - mg/L	28 D / (Csc/100)
consumo mássico de emulsão comercial - C - kg/d	80 D' / 1000 * (Vela + Vsb)
consumo volumétrico de solução comercial - C' - L/d	69 C / $\gamma_{sc} * 1000$
armazenamento	
tipo	container
período de armazenamento - P - d	30 P
volume unitário - Vu - m ³ /container	0,25
dimensões principais	
lado - Lttp - m	0,60
altura total - Http - m	0,60
lâmina de líquido - Hltp - m	0,70
volume de serviço - Vtp - m ³	0,25 Lttp * Http * Hltp
quantidade - Ntp	8 P * C' / 1000 / Vtp
área total requerida - Atr - m ²	4,5 Ntp * Lttp * 150%
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - Nbd	1 1+1
vazão unitária máxima - Qxbd - L/h.bomba	3,6 Qmbd * 25% de folga
vazão unitária média - Qmbd - L/h.bomba	2,9 C' / J / Nbd
pressão manométrica de descarga - Pdbd - mCA	15
potência unitária - Pu - kW/bomba	0,3

22.7- Polímero Catiônico de Desaguamento de 1º Estágio

tipo	emulsão comercial
concentração da solução comercial - Csc - %	30 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1150
dosagem de produto anidro - D - mg/L	$352 \text{ Pol}/100 * \text{Mx} / \text{Mdg} * 1000$ relação ao volume de lodo a desaguar
dosagem de emulsão comercial - D' - mg/L	1174 D / (Csc/100)

consumo mássico de emulsão comercial - C - kg/d	554 $D'/1000 \cdot V_{dg}$
consumo volumétrico de solução comercial - C' - L/d	482 $C/\gamma_{sc} \cdot 1000$
armazenamento	
tipo	container
período de armazenamento - P - d	30 P
volume unitário - V _u - m ³ /container	0,25
dimensões principais	
lado - L _{ttp} - m	0,60
altura total - H _{ttp} - m	0,60
lâmina de líquido - H _{ltp} - m	0,70
volume de serviço - V _{tp} - m ³	0,25 $L_{ttp} \cdot H_{ttp} \cdot H_{ltp}$
quantidade - N _{tp}	57 $P \cdot C'/1000/V_{tp}$
área total requerida - A _{tr} - m ²	31,0 $N_{tp} \cdot L_{ttp}^2 \cdot 150\%$
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - N _{bd}	1 1+1
vazão unitária máxima - Q _{xbd} - L/h.bomba	25 $Q_{mbd} \cdot 25\%$ de folga
vazão unitária média - Q _{mbd} - L/h.bomba	20 $C'/J/N_{bd}$
pressão manométrica de descarga - P _{dbd} - mCA	15
potência unitária - P _u - kW/bomba	0,14

22.8- Polímero Catiônico de Desaguamento de Cinzas

tipo	emulsão comercial
concentração da solução comercial - C _{sc} - %	30 em peso
massa específica da solução comercial - γ_{sc} - kg/m ³	1150
dosagem de produto anidro - D - mg/L	354 $Pol/100 \cdot M_c/V_c \cdot 1000$ relação ao volume de lama a desaguar
dosagem de emulsão comercial - D' - mg/L	1178 $D/(C_{sc}/100)$
consumo mássico de emulsão comercial - C - kg/d	125 $D'/1000 \cdot V_c$
consumo volumétrico de solução comercial - C' - L/d	109 $C/\gamma_{sc} \cdot 1000$
armazenamento	
tipo	container
período de armazenamento - P - d	30 P
volume unitário - V _u - m ³ /container	0,25
dimensões principais	
lado - L _{ttp} - m	0,60
altura total - H _{ttp} - m	0,60
lâmina de líquido - H _{ltp} - m	0,70
volume de serviço - V _{tp} - m ³	0,25 $L_{ttp} \cdot H_{ttp} \cdot H_{ltp}$
quantidade - N _{tp}	13 $P \cdot C'/1000/V_{tp}$
área total requerida - A _{tr} - m ²	7,0 $N_{tp} \cdot L_{ttp}^2 \cdot 150\%$
bombas dosadoras	
tipo	cavidade progressiva, velocidade variável
quantidade - N _{bd}	1 1+1
vazão unitária máxima - Q _{xbd} - L/h.bomba	5,7 $Q_{mbd} \cdot 25\%$ de folga
vazão unitária média - Q _{mbd} - L/h.bomba	4,5 $C'/J/N_{bd}$
pressão manométrica de descarga - P _{dbd} - mCA	15
potência unitária - P _u - kW/bomba	0,17

A potência requerida para produtos químicos seria relativamente baixa, 1 kW, e a potência consumida, 32 kWh.dia.

Compondo então o cenário final de potências requeridas e consumidas para toda a planta, seriam obtidos os seguintes montantes (desconsiderada a geração de energia elétrica):

a- demanda de potência

192 kW (tratamento preliminar) +70 kW (tanque de equalização de vazão de efluente bruto) +4 kW (decantação primária) +149 kW (filtração superficial)

+844 kW (tratamento biológico) +2 kW (decantação secundária) +140 kW (filtração de efluente secundário) +10 kW (hidrólise de lodo primário) +8 kW (hidrólise do ELA) +9 kW (tanque de lodos a digerir) +133 kW (digestão anaeróbia) +7 kW (tanque de lodo a desaguar) +38 kW (desaguamento/silagem 1º estágio) +165 kW (desaguamento/silagem 2º estágio) +48 kW (desaguamento de cinzas) +24 kW (cristalização de estruvita) +64 kW (reator Anammox) +1 kW (produtos químicos) = 1.880 kW/(m³/s);

- cogeração de energia elétrica: 1.004 kW;

- balanço energético: 1.880 -1.004 = -876 kW.

b- energia consumida

4.609 kWh.dia (tratamento preliminar) +1.669 kWh.dia (tanque de equalização de vazão de efluente bruto) +107 kWh.dia (decantação primária) +3.571 kWh.dia (filtração superficial) +16.685 kWh.dia (tratamento biológico) +48 kWh.dia (decantação secundária) +3.355 kWh.dia (filtração de efluente secundário) +245 kWh.dia (hidrólise de lodo primário) +182 kWh.dia (hidrólise do ELA) +227 kWh.dia (tanque de lodos a digerir) +3.192 kWh.dia (digestão anaeróbia) +157 kWh.dia (tanque de lodo a desaguar) +901 kWh.dia (desaguamento/silagem 1º estágio) +3.963 kWh.dia (desaguamento 2º estágio) +1.143 kWh.dia (desaguamento de cinzas) +577 kWh.dia (cristalização de estruvita) +745 kWh.dia (reator Anammox) +32 kWh.dia (produtos químicos) = 40.755 kWh.dia/(m³/s);

- energia produzida por cogeração: 24.096 kWh.dia;

- balanço energético: 40.755-24.096 = -16.659 kWh.dia.

10- ESTIMATIVA DA PRODUÇÃO DE RESÍDUOS SÓLIDOS, DEMANDA, CONSUMO E PRODUÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA E ÍNDICES DE CUSTO

10.1- Considerações Iniciais

Repetindo o que foi dito antes, por conveniência, os fluxogramas 1 e 2 PTE Básica foram imaginados ao início desta análise como semelhantes aos de parte significativa das plantas existentes no país.

Os fluxogramas 1 e 2 PTE 2 que lhes seguiram, representariam, hipoteticamente, suas evoluções possíveis em direção a metas de tratamento quase que inexploradas nas plantas em operação no país e a maior interação com o meio ambiente (ar e água).

Tais metas, antes apresentadas no item 4 (p. 14), envolvem os temas seguintes, também repetidos aqui por conveniência:

- gerenciamento de gases: odorosos, COV, combustão e GEE
- garantia de qualidade constante do efluente tratado durante 24 h/d
- redução do consumo de produtos químicos
- redução da produção de resíduos sólidos finais descartáveis
- cogeração de energia.

Esses temas foram agrupados, dada a interdependência entre si, em torno do que se denominou de política RUEQ (recuperação e utilização de energia química do efluente bruto).

O fluxograma 3 PTE 20 foi concebido a partir do zero e inteiramente arquitetado por mim para o alcance máximo possível do que refere a tais temas.

Os resultados apresentados a seguir, inerentes a resíduos sólidos, energia e químicos, foram determinados através de memórias de cálculo detalhadas e comentadas, passo a passo, ao longo dos itens 5 a 9.

As metodologias e procedimentos analíticos aplicados às simulações dos processos biológicos dos 5 fluxogramas se sustentam na teoria de Monod, são consistentes com modelos matemáticos existentes na área de processo de tratamento de efluentes e estão detalhadas, para utilização segura, na referência bibliográfica (1).

As memórias de cálculo elaboradas, sob o ponto de vista de processos biológicos de tratamento de fases líquida e sólida, podem ser consideradas inteiramente consolidadas ao nível de projeto conceitual, que é onde se insere esta análise.

Para elas se completarem como partes terminadas de projetos técnicos de engenharia seria necessário ainda consolidar a inter-relação com fornecedores de sistemas industriais e equipamentos específicos que dessem suporte aos processos de tratamento concebidos, tais como: bombas de processo, trocadores de calor, sistema de produção e difusão de ar, motogeradores elétricos, caldeiras de vapor, pasteurizadores térmicos, cristalizadores de estruvita, eletrodesaguadores de torta de lodo, incineradores e sistema Anammox de oxidação anóxica do amônio.

E depois de tudo isso, acrescentar o perfil hidráulico consolidado das fases líquida e sólida.

10.2- Resíduos Sólidos

Os resíduos sólidos seriam produzidos como torta de lodo de biossólidos estabilizados ou não, com ou sem sólidos químicos derivados da remoção química de fósforo, e como torta de cinzas decorrentes da combustão térmica (incineração) de biossólidos.

As produções de resíduos sólidos estimadas, compreendidas como índices específicos em relação à vazão de 1,000 m³/s de efluente bruto, seriam as apresentadas no quadro 10.1 e no diagrama que se lhe segue.

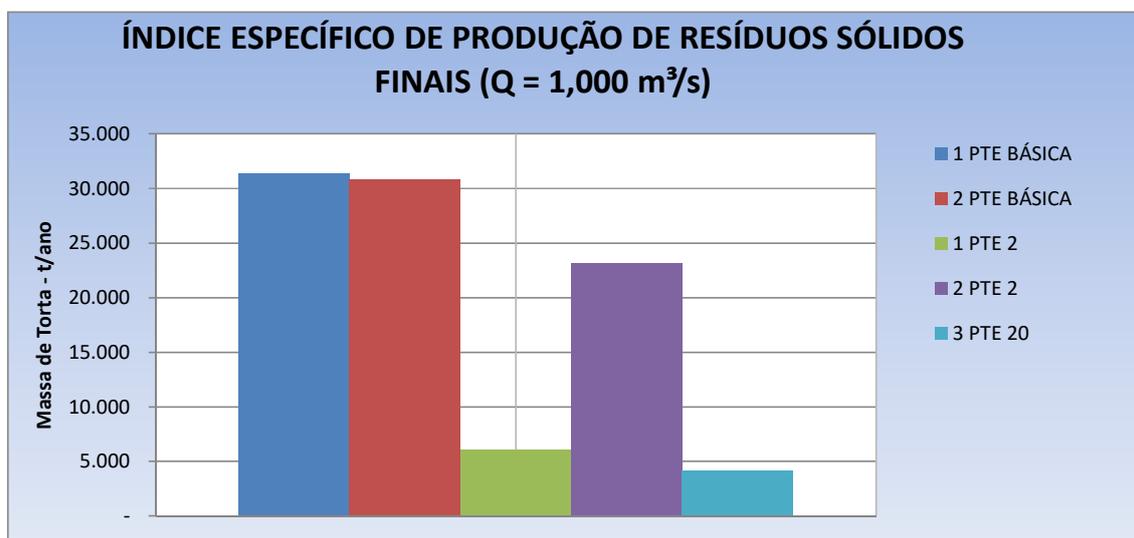
**QUADRO 10.1 - PRODUÇÃO ESPECÍFICA (Q = 1,000 m³/s) DE RESÍDUOS SÓLIDOS
FINAIS**

FLUXOGRAMA	TORTA COM TEOR DE RNFT DE 30% EM MASSA					
	BIOSSÓLIDOS ESTABILIZADOS E SÓLIDOS QUÍMICOS		BIOSSÓLIDOS ESTABILIZADOS		CINZAS	
	(m³/ano)	(t/ano)	(m³/ano)	(t/ano)	(m³/ano)	(t/ano)
1 PTE BÁSICA	28.498	31.348				
2 PTE BÁSICA	28.015	30.816				
1 PTE 2					5.144	5.659
2 PTE 2			21.073	23.180		
3 PTE 20					3.806	4.187

Custos de Transporte e Disposição Final em Aterros (distância < 30 km):

Sanitário: R\$ 160,00/t

Industrial: R\$ 240,00 /t



No quadro 10.1, realçam sobremaneira os valores da tonelage anual dos resíduos sólidos decorrentes dos fluxogramas 1 e 2 PTE Básica e os contrastantes valores relativos aos fluxogramas 1 PTE 2 e 3 PTE 20.

O que os diferencia tanto propriamente para os colocarem como opostos tão evidentes, sendo que todas as tortas se referem a teores iguais a 30% em base seca?

Fundamentalmente, os 2 primeiros fluxogramas aplicam o processo químico para remoção de fósforo e produzem torta a partir de biossólidos e precipitados químicos enquanto os outros 2, aplicam o processo biológico e produzem torta exclusivamente a partir de cinzas.

Os custos unitários de transferência e disposição final num e noutro caso diferem 60% entre si enquanto as quantidades produzidas, 500%. Em consequência, os resultados favorecem com destaque às tortas de cinzas.

O custo unitário de transporte (até 30 km) e disposição final de torta de lodo, com teor de RNFT $\geq 30\%$ em base seca, em aterro sanitário, apresentado no rodapé do quadro 10.1, se refere a contratos em prática (11/2019), e não à consulta a prestadoras de serviço.

O custo unitário referente à torta de cinzas, também com teor de RNFT $\geq 30\%$ em massa, foi estimado à semelhança do custo unitário de transporte e disposição de areia (na realidade, o custo unitário de areia e cinza é maior porque seus volumes ocupados no aterro não se reduzem com o tempo, diferentemente da torta de lodo).

Em relação ao fluxograma 2 PTE 2, cuja produção de resíduo sólido é relativamente elevada, faz-se nele a demonstração direta de que o processo de aeração prolongada, embora produza lodo estabilizado, não alcança, em termos absolutos, o que se poderia classificar como produção de baixa taxa de resíduos descartáveis.

A digestão aeróbia a que se submetem os sólidos biológicos nesse processo seria de baixa eficiência relativa, isto é, com relação SSV/SST de 68%, conforme a memória de cálculo, se comparada à da digestão anaeróbia mesofílica intrínseca ao fluxograma 3 PTE 20, de 58%.

Este fato, além de influir desfavoravelmente sobre a quantidade de resíduos resultantes, teria também implicações negativas em relação ao meio ambiente. O remanescente de SSV biodegradável da torta de lodo continuaria sendo metabolizado no aterro sanitário até sua estabilização final, produzindo nesse período (relativamente longo) CH_4 e CO_2 , com efeitos nocivos à camada de ozônio.

Em relação à torta de cinzas não existiria tal inconveniente. Sua característica de resíduo inerte do ponto de vista orgânico, não desdobraria qualquer fato associado à produção de CH_4 e CO_2 .

A utilização do processo químico para remoção de fósforo em ambos os fluxogramas: 1 PTE Básica e 2 PTE Básica, para produção de efluente tratado com teor de fósforo em torno de 0,10 mg P/L, seria responsável pelos retumbantes resultados de produção total de resíduos.

Como exemplo desse fato, a remoção química de fósforo seria aplicada ao fluxograma 2 PTE Básica e a biológica, ao 2 PTE 2. A produção de sólidos químicos inerente ao primeiro fluxograma implicaria no excedente de 33% de massa de torta de lodo com teor de RNFT de 30% em base seca em relação ao segundo..

A produção de cinzas, casos dos fluxogramas 1 PTE 2 e 3 PTE 20, será ponderada nas análises próximas para a condição mais desfavorável no cotejo entre os fluxogramas, isto é, será associada à necessidade de disposição final externa, quando poderia ser incluída como matéria-prima em relação ao fósforo e assim então ser possível sua comercialização como receita e não como despesa, pois que dispensaria a disposição final em aterro industrial.

Com a característica mais desfavorável de resíduo (perigoso ou não) a ser disposto em aterro industrial, o custo unitário de disposição final da torta de cinzas é indefinido. Neste estudo, seu custo de transporte e disposição final foi admitido com valor 50% acima do custo unitário inerente a aterro sanitário.

Há de se comentar aqui sobre a estruvita produzida também como resíduo sólido, ainda que somente no fluxograma 3 PTE 20.

Trata-se de substância química cristalizada (cristais de até 5 mm de dimensão) com 99% de pureza produzida como releito colateral do processo biológico de remoção de fósforo do sobrenadante da hidrólise e fermentação do fluxo total de excesso de lodo descartado dos reatores aeróbios.

A intenção dessa atividade seria essencialmente desviar dos digestores anaeróbios de lodos o montante de fósforo contido no tecido celular das bactérias OAF (20 a 30% em peso da massa celular), para reduzir em grande escala a formação de estruvita no ambiente interno dos digestores anaeróbios e proteger os equipamentos de suporte à sua operação contra incrustação.

Reduzindo-se a oferta de fósforo nos digestores, reduz-se a produção de estruvita. Uma parcela de fósforo ainda afluiria aos digestores, via fluxos de lodo primário e de lodo biológico mesmo após suas hidrólise e fermentação. Porém, certamente seria razoavelmente inferior à parcela desviada para os cristalizadores de estruvita.

A proteção assim definida seria crucial para segurança da planta considerando que 59% da energia consumida seriam fornecidos por cogeração elétrica a partir da utilização do biogás produzido na digestão anaeróbia.

Portanto, a segurança operacional da digestão anaeróbia seria questão prioritária do projeto (nesse sentido, em paralelo ao desvio de fósforo dos digestores anaeróbios, já fora antes proposta a re-remoção de areia do lodo primário através de hidrociclones).

A estruvita, cuja produção estimada em 2,9 t/d/(m³/s) ou 0,29 t P/d/(m³/s), não seria incluída na lista dos resíduos sólidos descartáveis com custo agregado porque ela teria valor comercial e demanda no mercado de fabricação de fertilizantes ou de utilização direta como fertilizante em alguns casos.

O preço sugerido para a estruvita seria de R\$ 900,00/t (valor com viés conservador, por ter sido admitido como 75% de R\$ 1.200,00/t, que fora o preço médio de mercado obtido por consulta comparada ao preço do fertilizante à base de ureia, pouco mais valorizado, R\$ 1.350,00/t), e significaria um potencial de receita de até R\$ 952.650,00/ano/(m³/s).

Por esse motivo, diferentemente das cinzas, seu custo de transporte e disposição final em aterro industrial não seria computado como despesa no cenário desta análise, mas, ao contrário, seria como uma reserva de receita, como se verá nos itens finais.

Caso a comercialização da estruvita se mostrasse amplamente vantajosa, o fluxo de centrados dos desaguamentos mecânicos de lodo digerido, contendo ainda 0,052 t P/d/(m³/s) de fósforo, poderia ser também submetido ao processo de cristalização de estruvita, com finalidade de geração de receita (neste caso, proporcional a 0,5 t/d/(m³/s) de estruvita).

Entretanto, o sistema de cristalização de estruvita nesse caso secundário não poderia ser juntado ao da hidrólise e fermentação do ELA descartado dos reatores aeróbios.

O impedimento decorreria da necessidade de preservar o elevado teor de amônio nos fluxos de centrados (entre 1.000 e 1.500 mg N/L) que viabilizaria, tecnicamente, o desenvolvimento do processo Anammox de remoção de nitrogênio das correntes secundárias.

A remoção do fósforo nesse caso praticamente eliminaria o potencial de utilização do processo Anammox em razão da diluição a que seria submetido o teor de amônio dos centrados dos desaguamentos de lodo digerido.

10.3- Energia Elétrica: Demanda, Consumo e Produção

Somente em 2 dentre os 5 fluxogramas haveria produção de energia: fluxogramas 1 PTE 2 e 3 PTE 20. Em ambos, haveria cogeração de energia a partir da utilização do biogás como combustível. No 1º caso, produzido em reatores anaeróbios UASB de fase líquida; no 2º, em digestores anaeróbios de fase sólida.

O custo unitário de energia, como demanda e consumo, mostrado no rodapé do quadro 10.2, reporta-se a contratos em prática (11/2019), e não à consulta a prestadoras de serviço.

As demandas, consumos e produções de energia elétrica estimados, compreendidos como índices específicos em relação à vazão de 1,000 m³/s de

efluente bruto, seriam as apresentadas no quadro 10.2 e no diagrama que o acompanha.

QUADRO 10.2 - DEMANDA, CONSUMO E PRODUÇÃO ESPECÍFICOS DE ENERGIA ELÉTRICA (Q = 1,000 m³/s)

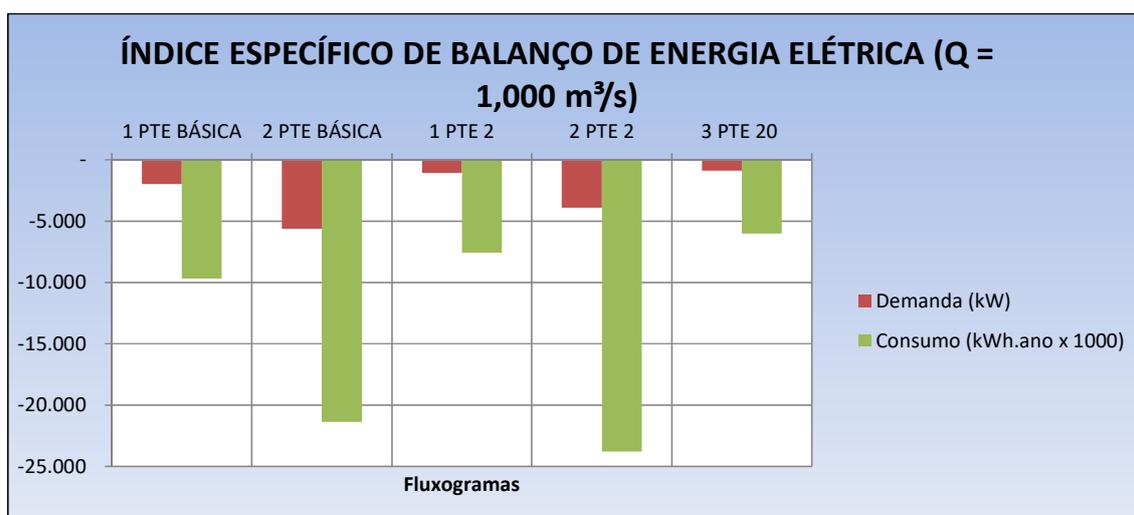
FLUXOGRAMA	DEMANDA (kw)			CONSUMO (kwh.ano)/10 ³		
	DEMANDA	PRODUÇÃO	BALANÇO	CONSUMO	PRODUÇÃO	BALANÇO
1 PTE BÁSICA	1.965		- 1.965	9.677	-	- 9.677
2 PTE BÁSICA	5.606		- 5.606	21.356	-	- 21.356
1 PTE 2	1.930	1.052	- 878	15.144	9.089	- 6.054 (*)
2 PTE 2	3.892		- 3.892	23.805	-	- 23.805
3 PTE 20	1.880	1.004	- 876	14.672	8.676	- 5.996 (**)

(*) Produção por Cogeração: 783 kW (motores ciclo Otto)+99 kW (motores Stirling)+170 kW (turbinas a vapor)

(**) Produção por Cogeração: 821 kW (motores ciclo Otto)+116 kW (motores Stirling)+67 kW (turbinas a vapor)

Custos: Demanda: R\$ 9,34/kW.mês

Consumo: R\$ 0,35/kWh



Vê-se a avidez por energia elétrica nos 2 fluxogramas que utilizariam reatores RBS (aeração prolongada) como processo de tratamento biológico, ironicamente os 2 únicos que não produziram energia elétrica através de cogeração: 2 PTE Básica e 2 PTE 2.

Não haveria novidade nisso, dado que estabilização aeróbia de lodo e produção de biogás são circunstâncias excludentes.

Excetuando o fluxograma 1 PTE Básica, porque queimaria deliberadamente o biogás produzido, nos outros 2, fluxograma 1 PTE 2 e fluxograma 3 PTE 20, a

idade do lodo no processo aeróbio seria reduzida ao mínimo necessário à nitrificação máxima para permitir a viabilização da remoção biológica de fósforo.

Sendo assim, os 2 fluxogramas, indiretamente, se distanciariam sensivelmente da condição limite da estabilização aeróbia do lodo e potencializariam a perspectiva de produção de energia, maximizando a produção potencial de biogás na digestão anaeróbia através do aporte de maior massa de SSV.

Na aparente complexidade da cogeração de energia haveria um detalhe inerente ao aproveitamento do calor dos gases de combustão dos incineradores como energia térmica para geração de vapor e ativação de turbinas a vapor nos 2 fluxogramas comentados, uma das 3 frentes de cogeração de energia propostas.

Melhor dizendo, os sólidos oxidados termicamente (incinerados) no fluxograma 3 PTE 20 seriam totalmente oriundos da digestão anaeróbia e no fluxograma 1 PTE 2 somente 48% do total estariam digeridos. Disso, isto é, dessa sutil diferença, caberia ao último caso um valor associado de PCS superior ao do primeiro, 31,6% a mais.

Tal diferença, importante, ofereceria aos incineradores, em cada caso, potenciais de oxidação térmica distintos e definidos em função do grau de estabilidade da sua parcela de SSV incinerada. Logicamente então, a combustão térmica referente ao fluxograma 1 PTE 2 seria realizada de maneira mais eficiente.

Os resultados do quadro 10.2 demonstram esse fato, apesar de o fluxograma 3 PTE 20 ter sido inteiramente concebido para maximizar a geração de energia, sua produção energética seria 48 kW inferior à do fluxograma 1 PTE 2, que, diferentemente, fora desenvolvido tão somente como uma graduação possível do fluxograma 1 PTE Básica.

Enfim, a produção autóctone de energias elétrica e térmica nesses 2 casos seria um dos principais resultados da aplicação da política RUEQ a suas concepções.

Os números grafados no quadro 10.2 guardariam ainda outros segredos em relação a estes 2 últimos fluxogramas e suas virtudes relativas à cogeração de energia.

A partir do que será apresentado a seguir, diversamente do anterior *status* de proximidade entre eles no quesito de energia, os novos resultados os afastariam entre si definitivamente, com destaque mais favorável ao fluxograma 3 PTE 20.

Os resultados dos balanços energéticos de demanda e de consumo referentes ao fluxograma 1 PTE 2 se refeririam à produção de biogás nos reatores anaeróbios UASB proporcional à eficiência de remoção de DQOb da ordem de 70%, dada a ampliação de 25% sobre o tempo de detenção de 8,0 h atribuído à concepção da planta no fluxograma 1 PTE Básica.

Nesses termos então, o potencial máximo possível de cogeração de energia inerente ao fluxograma 1 PTE 2 estaria esgotado e relativamente distante ainda da autossuficiência energética como se vê através do próprio quadro 10.2.

Ao fluxograma 3 PTE 20 corresponderia a produção de 11.830 m³/d, do que desdobraria a taxa específica de produção de biogás de 1,43 m³biogás/m³digestor.

Às pp. 161 a 163 apresentaram-se as condições possíveis de transformação operacional dos digestores anaeróbios para o que seria a denominada codigestão com outros resíduos orgânicos (líquidos), a qual os capacitaria para produção específica de até 3,8 m³biogás/m³digestor.

A inovação potencializaria um incremento de até 166% à produção de biogás e, por decorrência, à cogeração de energia.

Para esse cenário então, os balanços de energia mudariam de -876 kW e - 5.996*10³ kWh.ano para, respectivamente:

- demanda: $(1+1,66)*(821+116)+67-1880 = +679$ kW (superávit)

- consumo: $(5996/876)*679 = +4.650*10^3$ kWh.ano (superávit).

Tais resultados para o fluxograma 3 PTE 20 declarariam a condição de planta de tratamento exportadora de energia, o que revelaria a política RUEQ como proposta de planejamento realizada em sua plenitude.

No entanto, tais resultados seriam estabelecidos para a condição limite da taxa específica de produção de biogás, de 3,8 m³biogás/m³digestor.

Pensando então com mais prudência, já seria bastante conhecer o limite do valor da taxa específica de produção de biogás que tornasse a planta do fluxograma 3 PTE 20 autossuficiente energeticamente, com base, óbvio, ainda na realização da codigestão anaeróbia.

O incremento necessário de produção de energia para isso seria de 87% ou $(1880 \text{ kW} - 1004 \text{ kW}) / 1004 \text{ kW}$, valor que corresponderia à taxa específica de produção de biogás de 2,67 m³biogás/m³digestor.

Isto sim poderia ser visto como meta exequível em 1º plano. Para além dele, que se seguisse então aguçadamente com a política RUEQ.

O significado dos resultados de demanda e consumo de energia elétrica analisados até agora para os 2 fluxogramas que incluem a cogeração de

energia (1 PTE 2 e 3 PTE 20) iria para além do que foi abordado até este ponto.

Incluiria outros fluxos de energia consumidos internamente no processo geral de tratamento e que seriam igualmente responsáveis pela viabilidade técnica da operação da planta inerente a cada um dos 2 fluxogramas.

Entre os fluxos de energia térmica consumidos internamente nas 2 plantas com propósitos específicos, citam-se os relativos à:

- autossuficiência energética do processo de desinfecção por pasteurização térmica (demanda de 73 GJ/d) para redução de, no mínimo, 4 unidades log do NMP de coliformes termotolerantes, demandas idênticas para os 2 fluxogramas;
- autossuficiência energética do sistema de aquecimento de lodos (primário e excesso de lodo biológico) a digerir (de 22°C para 36°C), (31 GJ/d), no caso do fluxograma 3 PTE 20;
- autossuficiência energética da combustão térmica dos incineradores, de 97 GJ/d e 72 GJ/d, respectivamente, de demandas energéticas relativas aos fluxogramas 1 PTE 2 e 3 PTE 20.

Em suma, as condições energéticas apresentadas no quadro 10.2 mais favoráveis ao fluxograma 3 PTE 20, se comparadas às do fluxograma 1 PTE 2, se ampliariam se fossem abordados também os respectivos potenciais de alcance da autossuficiência energética nas respectivas plantas.

O fluxograma 3 PTE 20 não só apresentaria vantagem sobre todos os outros fluxogramas em razão de seus menores déficits explícitos no quadro 10.2 como embutiria potenciais de alcance e de superação da autossuficiência, pontos impossíveis para os outros 4 fluxogramas.

10.4- Produtos Químicos

Diferentemente da abordagem aplicada aos resíduos sólidos finais e à energia, pelo fato da aplicação de diferentes produtos químicos por fluxograma, a elaboração deste item será desenvolvida com base nos respectivos custos anuais, o que parece ser a forma única de equalizar a abordagem.

Como se verá adiante, o custo total previsto para produtos químicos em cada fluxograma, cujas demandas de fase líquida foram estimadas analiticamente de modo a garantir a estabilidade do processo biológico e as eficiências requeridas de remoção de DQOb, N e P continuamente (isto é, ao longo de 24

h/d), representaria a maior parcela do custo operacional das plantas, independentemente do fluxograma que se considerasse.

Os consumos anuais de produtos químicos, e respectivos índices de custos, são apresentados no quadro 10.3 a seguir, seguido da sua ilustração gráfica.

Diferentemente da energia elétrica e dos resíduos sólidos finais, para os quais os preços unitários derivaram de contratos ora praticados, os de produtos químicos, conforme valores indicados no rodapé do quadro 10.3, foram obtidos por consulta direta a fornecedores. Porém, tendo-se ciência que custos fornecidos por consulta são muito distantes dos ofertados em concorrências, admitiu-se um fator de redução de 50% para todos eles.

QUADRO 10.3- CONSUMO E ÍNDICE DE CUSTO ESPECÍFICO (Q = 1,000 m³/s) DE PRODUTOS QUÍMICOS

FLUXOGRAMA	SOLUÇÃO			EMULSÃO	PÓ	ÍNDICE DE CUSTO x10³
	CLORETO FÉRRICO	HIPOCLORITO DE SÓDIO	HIDRÓXIDO DE SÓDIO	POLÍMERO CATIÔNICO	ÓXIDO DE MAGNÉSIO	
	FeCl ₃ (1)	NaOCl (2)	NaOH (3)	(4)	MgO (5)	
	(t/ano)	(t/ano)	(t/ano)	(t/ano)	(t/ano)	R\$1,00/ano
1 PTE BÁSICA	9.916	3.884		337		28.312
2 PTE BÁSICA	10.243	3.888		398		29.618
1 PTE 2			5.439	336		14.261
2 PTE 2			2.629	299		8.531
3 PTE 20			2.307	323	5	8.208

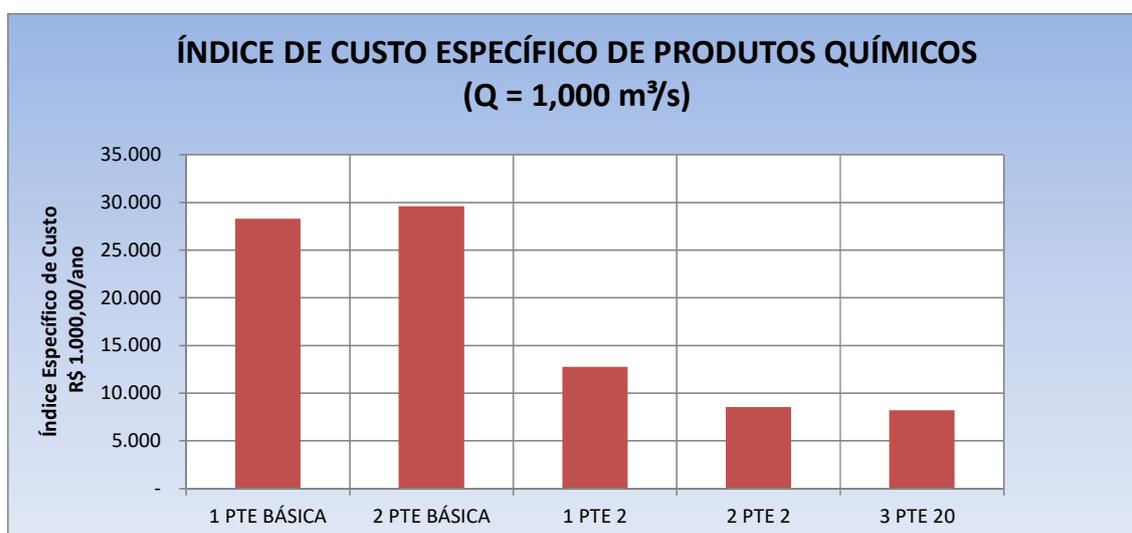
(1) - Solução comercial 35% em massa, R\$ 1,75/kg de solução

(2) - Solução comercial 12% em massa, R\$ 1,78/kg de solução

(3) - Solução comercial 50% em massa, R\$ 1,88/kg de solução

(4) - Emulsão comercial 30% ativa, em massa, R\$ 12,00kg de emulsão

(5) - Pó a granel, não seria incluído como despesa porque a estruvita não seria computada como receita



Os elevados índices de custo referentes aos fluxogramas 1 e 2 PTE Básica se devem à utilização do processo químico de remoção de fósforo.

Claramente assim porque se se imaginasse as massas de NaOCl, NaOH e polímero como ligeiramente equivalentes entre si nos 5 fluxogramas, as exceções se concentrariam nas massas consumidas de FeCl₃ nos 2 primeiros fluxogramas.

O consumo de alcalinizante (NaOH) superior no caso do fluxograma 1 PTE 2 se deveria ao fato que todo o amônio do efluente bruto seria nitrificado nos tanques de aeração ao nível de produzir residual de 0,50 mg N/L.

Isso não ocorreria no fluxograma 3 PTE 20, isto é, seria de menor intensidade, porque haveria desvio de uma parcela de NKT dos tanques de aeração via separação de sólidos a montante, na DP e na FS.

Diante da menor demanda de nitrificação neste último, menor seria a demanda de alcalinizante adicional para manter o pH > 7,1 nos tanques de aeração.

Nota-se no quadro 10.3 que não haveria consumo de NaOH nos casos dos fluxogramas 1 e 2 PTE Básica.

Os 2 fluxogramas foram propositalmente concebidos assim para representar o viés real de inúmeras plantas no país baseadas em projetos ou que não faziam a previsão do controle do pH por desconhecimento do fato ou quando o faziam, o controle não era realizado pela equipe de operação por motivos não justificados..

O consumo de alcalinizante adicional no fluxograma 2 PTE 2 seria menor que no fluxograma 1 PTE 2 porque, pela limitação da duração da fase de reação aeróbia no processo de LA tipo RBS, o teor de amônio de 0,50 mg N/L no efluente tratado não seria alcançado, mas sim o mínimo possível de 2,50 mg N/L. Daí, menor nitrificação, menor consumo de alcalinidade.

10.5- EQUIPES DE OPERAÇÃO E MANUTENÇÃO E CUSTO ESPECÍFICO

As equipes de operação e manutenção previstas e respectivos custos individualizados por função estão apresentados nos quadros 10.4 e 10.5. Após estes, graficamente, apresentam-se os índices de custo específico (Q = 1,000 m³/s) relativos às equipes de operação e de manutenção para cada fluxograma.

A equipe de operação seria especializada e suficientemente experiente na área de processos de tratamento biológico de efluentes, principalmente o

engenheiro supervisor, para o qual seria necessária a autorização oficial do CREA para desempenho da função, traduzida pelo registro em carteira do conselho o demonstrativo da formação profissional condicente com as atribuições definidas no Artigo Nº 29/1933 em todas suas alíneas, ou o equivalente do CRQ, no caso de engenheiro químico.

O quadro de funcionários teria sido definido para 3 turnos de operação, iguais entre si, e ajustado para operação automática-assistida de todas as unidades de processo de fases líquida e sólida da planta.

Seria o cenário onde a maior parte das operações de controle seria realizada automaticamente com suporte de monitoramento contínuo do processo de tratamento e do laboratório.

A função do laboratório superaria a trivial e seria também a de coordenar, por compartilhamento do monitoramento contínuo das variáveis de processo e análises específicas pontuais, a produção de informações básicas de suporte às decisões da engenharia de processo.

Para isso, deveria, no mínimo, ser capacitado de acordo com programa de Garantia de Qualidade e estar apto a realizar ensaios de caracterização de toda a série nitrogenada, de toda a série de sólidos, da série de P, de DQO e DBO e da contagem de Coliformes Termotolerantes (ou outro indicador microbiológico desde que não coliformes totais ou fecais), além de aparelhos de bancada de medição direta ou titulação de parâmetros (alcalinidades, pH, OD, ORP, turbidez, etc...).

Para tal, deveria se constituir, para além da sala central de bancadas, também de salas de pesagem, de bacteriologia, de guarda refrigerada de amostras, de centro de controle e dispor de capela, no mínimo.

QUADRO 10.4- EQUIPE DE OPERAÇÃO (Q = 1,000 m³/s)

FLUXOGRAMA	FUNÇÕES E QUANTIDADES									
	ENGENHEIRO DE PROCESSO (1)		TÉCNICO QUÍMICO (2)		TÉCNICO DE OPERAÇÃO (3)		AUXILIAR GERAL (4)		AUXILIAR DE LIMPEZA (5)	
	NÚMERO	R\$ 1,00/mês	NÚMERO	R\$ 1,00/mês	NÚMERO	R\$ 1,00/mês	NÚMERO	R\$ 1,00/mês	NÚMERO	R\$ 1,00/mês
1 PTE BÁSICA	0,25	8.000	1	13.000	3	39.000	3	27.000	1	5.000
2 PTE BÁSICA	0,25	8.000	1	13.000	3	39.000	3	27.000	1	5.000
1 PTE 2	0,35	11.200	1	13.000	3	39.000	3	27.000	1	5.000
2 PTE 2	0,35	11.200	1	13.000	3	39.000	3	27.000	1	5.000
3 PTE 20	0,50	16.000	1	13.000	3	39.000	3	27.000	1	5.000

(1) R\$ 32.000,00/mês

(2) R\$ 13.000,00/mês

(3) R\$ 13.000,00/mês

(4) R\$ 9.000,00/mês

(5) R\$ 5.000,00/mês

QUADRO 10.5 - EQUIPE DE MANUTENÇÃO (Q = 1,000 m³/s)

FLUXOGRAMA	FUNÇÕES E QUANTIDADES									
	ENGENHEIRO SUPERVISOR (1)		TÉCNICO MECÂNICO (2)		TÉCNICO ELÉTRICO (3)		TÉCNICO ELETRÔNICO (4)		AUXILIAR GERAL (5)	
	NÚMERO	R\$ 1,00/mês	NÚMERO	R\$ 1,00/mês	NÚMERO	R\$ 1,00/mês	NÚMERO	R\$ 1,00/mês	NÚMERO	R\$ 1,00/mês
1 PTE BÁSICA	0,20	6.400	0,25	3.250	0,25	3.250	0,25	3.250	1	9.000
2 PTE BÁSICA	0,20	6.400	0,25	3.250	0,25	3.250	0,25	3.250	1	9.000
1 PTE 2	0,35	11.200	0,50	6.500	0,50	6.500	0,50	6.500	1	9.000
2 PTE 2	0,30	9.600	0,25	3.250	0,25	3.250	0,25	3.250	1	9.000
3 PTE 20	0,50	16.000	0,50	6.500	0,50	6.500	0,50	6.500	1	9.000

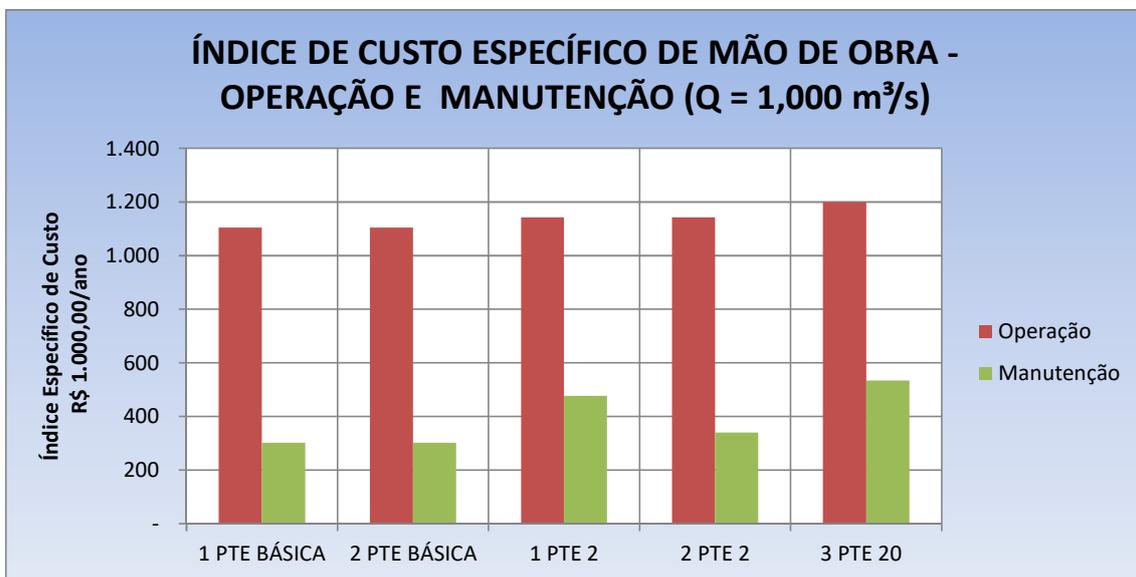
(1) R\$ 32.000,00/mês

(2) R\$ 13.000,00/mês

(3) R\$ 13.000,00/mês

(4) R\$ 13.000,00/mês

(5) R\$ 9.000,00/mês



10.6- ESTIMATIVA DO ÍNDICE DE CUSTO ESPECÍFICO DE IMPLANTAÇÃO – TOTAL, CIVIL E EQUIPAMENTOS E MONTAGEM

O quadro 10.6 mostra os índices de custo específico de implantação de cada planta, inerente a seu fluxograma, total e fracionado nas parcelas civil e equipamentos e montagem (E&M).

As plantas referentes aos fluxogramas 1 e 2 PTE Básica seriam, no contexto deste relato, as tipificações dominantes entre as plantas implantadas no país.

Então, por extensão, os índices de custo de implantação de plantas de tratamento de efluentes praticados no país inexoravelmente se referem a elas e derivam delas.

Em relação às plantas, existe, aparentemente, no inconsciente coletivo dos profissionais do setor, a percepção de que, para a mesma vazão, a planta relativa ao fluxograma 2 PTE Básica representa uma obra de menor dimensão do que a da planta do fluxograma 1 PTE Básica.

Mas essa percepção não é real. Basta comparar os respectivos tempos de detenção para, sem apelo à precisão dos números, perceber a sutil diferença da realidade.

O tempo de detenção total, incluindo todas as unidades hidráulicas de fases líquida e sólida da planta do fluxograma 2 PTE Básica é mais do que o dobro do equivalente à outra planta, como se vê na 2ª coluna do quadro 10.6.

Ora, simplisticamente, imaginar, para as 2 hipóteses em comparação, estruturas hidráulicas de mesma profundidade e para a mesma vazão, traduz diretamente uma demanda de área de obra civil 2,25 (ou $= 1 + (45 \text{ h} - 20 \text{ h}) / 20 \text{ h}$) vezes maior no fluxograma 2 PTE Básica, o que, na realidade, indicaria exatamente o inverso da percepção associada ao inconsciente coletivo.

Tecnicamente, tal superioridade de demanda de obra civil estaria associada ao detalhe de que no fluxograma 2 PTE Básica (o que também seria estendido ao fluxograma 2 PTE 2, com algum atenuante devido à existência de tanque de equalização de vazão neste caso) existiria um volume não circulante no processo, mas ativo biologicamente, da ordem de 70 a 80% do volume total.

Tal fato seria o que justifica a hipertrofia dimensional das unidades hidráulicas inerentes ao fluxograma 2 PTE Básica em relação ao fluxograma 1 PTE Básica, pois o volume não circulante seria como que um volume morto (embora não o fosse segundo a dinâmica do processo), e a ele se deveria o incremento físico diferencial de 2,25.

Ainda mais sobre a hipertrofia do fluxograma 2 PTE Básica: o agravante de que o volume variável requerido seria majorado para assimilar não só a vazão média de efluente, mas a vazão de pico. Outro evento que também não afetaria o fluxograma 1 PTE Básica (mas somente suas unidades de DS, mas com reduzido efeito sobre o tempo de detenção total).

A avaliação assim delineada sugere então, por segurança, que o índice de custo de implantação praticado no país, para desenvolvimento de estudos de concepção e planos diretores que envolvem tratamento de efluentes brutos, se aproxima muito mais das PTE Básicas tipificadas no fluxograma 1.

Neste estudo conceitual, será admitido então que o índice de custo específico total de R\$ 188.000.000,00/(m³/s) praticado com relativa frequência no país se relaciona diretamente com a PTE do fluxograma 1 PTE Básica.

Os índices de custo total referentes às plantas dos fluxogramas 1 PTE 2 e 2 PTE 2 foram definidos então em relação àquele, considerando fatores de multiplicação > 1,00 que relevam, caso a caso, as relações entre tempos de detenção totais.

Para o fluxograma 3 PTE 20, diferentemente, dada a realidade da maior complexidade construtiva da planta, devido sua relativa multiplicidade de unidades de processo, ainda que seu tempo de detenção total seja exatamente igual ao da planta do fluxograma 1 PTE Básica, ou seja, comparável ao menor dentre todos, foi admitido o valor máximo de 1,35 como fator de multiplicação do índice de custo específico total de implantação tomado como referência.

QUADRO 10.6 - ÍNDICE DE CUSTO ESPECÍFICO DE IMPLANTAÇÃO - TOTAL, CIVIL E EQUIPAMENTOS E MONTAGEM (Q = 1,000 m³/s)

FLUXOGRAMA	TEMPO DE DETENÇÃO TOTAL (h)	ÍNDICE DE CUSTO (R\$ 1.000,00) (*)			PORCENTUAL DE CUSTO DE E&M SOBRE O VALOR TOTAL
		VALOR TOTAL	OBRAS CIVIS	EQUIPAMENTOS E MONTAGEM (E&M)	
1 PTE BÁSICA	20	188.000	125.960	62.040	33,0
2 PTE BÁSICA	45	240.640	161.229	79.411	33,0
1 PTE 2	28	236.880	153.972	82.908	35,0
2 PTE 2	43	244.400	163.748	80.652	33,0
3 PTE 20	20	253.800	159.894	93.906	37,0

(*) - NOVEMBRO 2019, US\$ 1,00 = R\$ 4,20

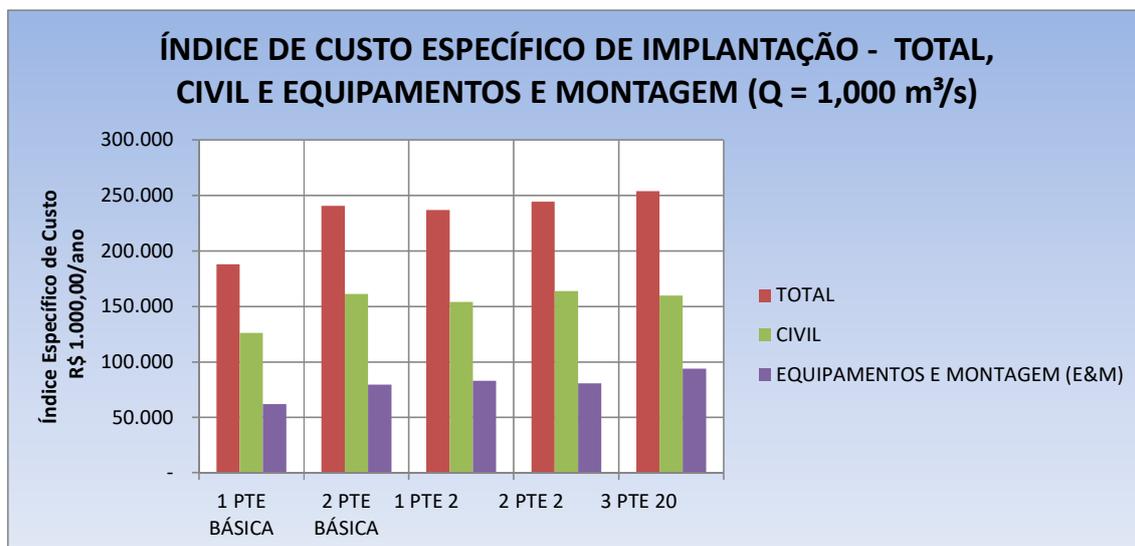
(1) - ÍNDICE DE CUSTO DE REFERÊNCIA (ICR) R\$ 188.8000.000,00/(m³/s)

(2) - IC2 = $(1+(45-20)/45/2)*ICR = 1,28*ICR$

(3) - IC3 = $(1+(27-20)/27)*ICR = 1,26*ICR$

(4) - IC4 = IC2 = 1,30*ICR

(5) - IC5 = 1,35*ICR



10.7- ESTIMATIVA DO ÍNDICE DE CUSTO ESPECÍFICO DE OPERAÇÃO E MANUTENÇÃO

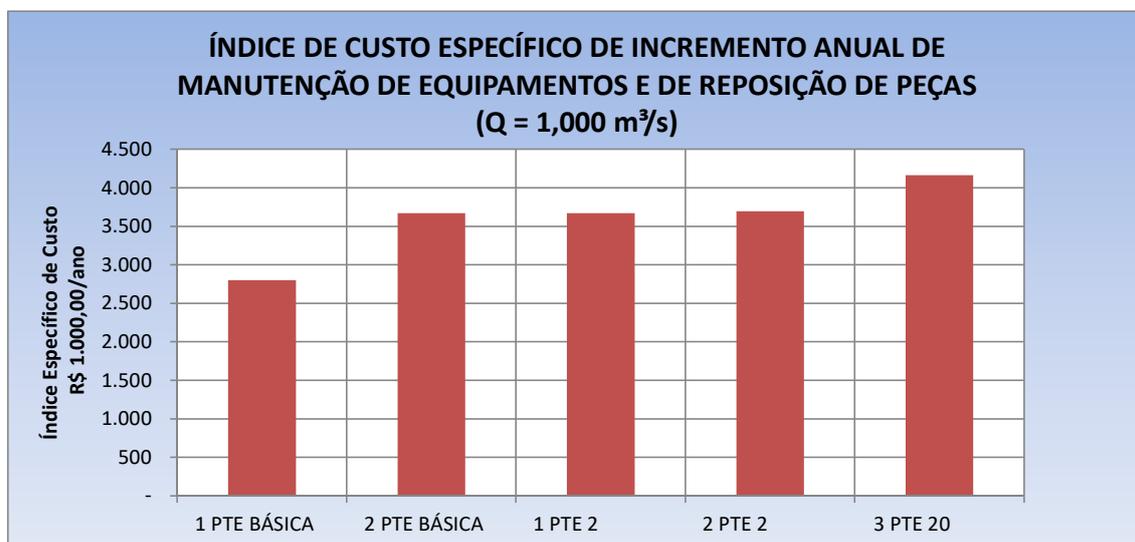
Incorpora-se neste subitem, antes do seu tema principal, o índice de custo específico relativo à manutenção de equipamentos e de reposição de peças, dado que ele só poderia ser determinado após a elaboração do subitem 10.6, porque é neste que também se estima o índice de custo específico anual de E&M.

O valor, por fluxograma, seria uma parcela anual de valor igual ao complemento do índice de custo específico de mão de obra de manutenção para alcance de 5% do índice de custo anual de E&M. Tais valores são apresentados no quadro 10.7 e representados no gráfico agregado a ele.

QUADRO 10.7- ÍNDICE DE CUSTO ESPECÍFICO DE MANUTENÇÃO DE EQUIPAMENTOS E DE REPOSIÇÃO DE PEÇAS (Q = 1,000 m³/s)

FLUXOGRAMA	ÍNDICE DE CUSTO (*) R\$ 1000,00/ANO
1 PTE BÁSICA	2.800
2 PTE BÁSICA	3.669
1 PTE 2	3.669
2 PTE 2	3.692
3 PTE 20	4.161

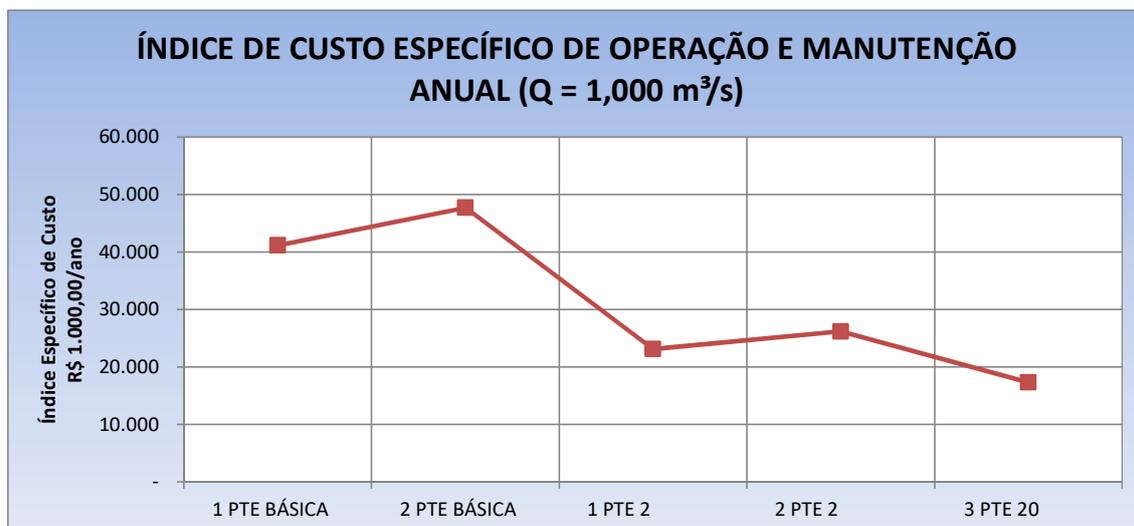
(*) - DEFINIDO DE MODO QUE SUA SOMA COM O CUSTO DA EQUIPE DE MANUTENÇÃO TOTALIZE 5% AO ANO DO CUSTO TOTAL DE E&M



Os valores do índice de custo específico de operação e manutenção anual, compondo-se de energia, resíduos sólidos finais, produtos químicos, equipes de operação e de manutenção e manutenção de equipamentos e reposição de peças são apresentados no quadro 10.8 a seguir e no gráfico que o sucede.

QUADRO 10.8 - ÍNDICE DE CUSTO ESPECÍFICO TOTAL DE OPERAÇÃO E MANUTENÇÃO ANUAL (Q = 1,000 m³/s)

FLUXOGRAMA	ÍNDICE DE CUSTO ESPECÍFICO DE OPERAÇÃO E MANUTENÇÃO ANUAL R\$ 1000,00/ANO
1 PTE BÁSICA	41.141
2 PTE BÁSICA	47.725
1 PTE 2	23.124
2 PTE 2	26.183
3 PTE 20	17.305



Realçam intensamente nos números do quadro 10.8 e no gráfico acima os 2 patamares distintos em que se posicionariam os índices de custo específico anual de operação e manutenção dos 5 fluxogramas.

De um lado, o patamar de valores mais elevados, onde se colocam os fluxogramas 1 e 2 PTE Básica, justamente os representantes dos tipos dominantes de PTE existentes no país.

Esta talvez seja uma das - ou a principal – razões que fazem com que os agentes de saneamento básico no país reclamem do alto custo que as plantas de tratamento de efluentes representam.

Possivelmente desconheciam e desconhecem o restante do gráfico, isto é, o lado direito do gráfico.

Entretanto, para a análise consistente de índices de custos referentes aos 5 fluxogramas seria necessário agregar ao índice de custo específico de operação e manutenção os valores do índice de custo de implantação e de reformas ao longo da duração do plano. Isto estará contemplado detalhadamente no próximo item 11.

Voltando então ao lado direito do último gráfico, o patamar definido pelos valores menores de índice de custo de operação e manutenção, equivalendo à metade do patamar do lado esquerdo, representa os fluxogramas de composição aparentemente mais complexa, isto é, os fluxogramas 1 PTE 2, 2 PTE 2 e 3 PTE 20.

A tendência do gráfico seria mostrar que quanto mais qualificados os resultados da produção e maior sua abrangência, menos custosa operacionalmente seria a planta de tratamento.

11- ANÁLISE DE RESULTADOS

11.1- CENÁRIO NORMAL

Os índices de custo específico compostos no item 10, definidos para o que ora se denomina de cenário normal, foram agrupados para representarem os investimentos totais, em valor presente com taxa de juros de 11% a.a.(valor usual adotado por órgãos nacionais de financiamento de obras de saneamento básico), em simulações para planos de produção de 20, 25, 30 e 35 anos.

Foi agora acrescentado à lista anterior de índices de custos específicos, outro, de valor unitário igual a 15% do índice de custo específico de implantação total da planta referente à cada fluxograma, alocado a intervalos de 10 anos a título de despesa pontual para reforma e recuperação tecnológica da planta ao longo de cada plano de produção.

Como simples exemplo desse critério, apresenta-se a seguir, antes do quadro 11.1 e gráfico pertinente, o quadro auxiliar 11, referente ao fluxograma 1 PTE 2 para plano de produção de 25 anos, sendo um dos 20 quadro elaborados que permitiram a construção do quadro 11.1.

**QUADRO AUXILIAR 11 - ÍNDICE ESPECÍFICO DE CUSTOS TOTAIS
EM VALOR PRESENTE REFERENTE A PLANO DE 25
ANOS - FLUXOGRAMA 1 PTE 2**

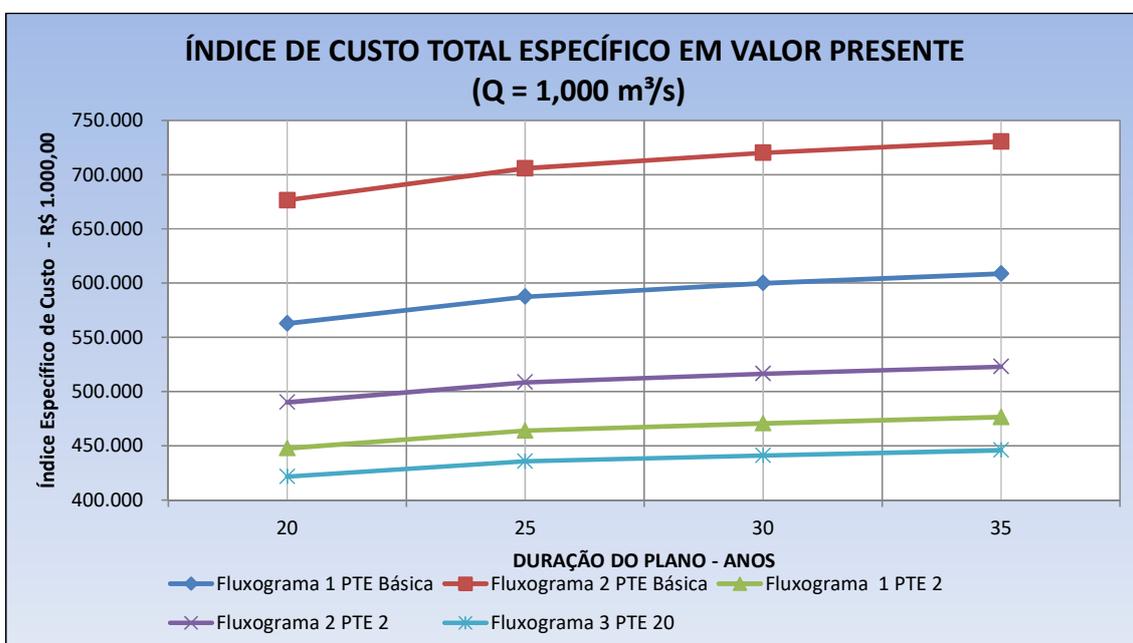
ANO	FATOR DE VALOR PRESENTE (*)	VALOR PRESENTE (R\$ 1.000,00)				
		FLUXOGRAMA 1 PTE 2				VALOR PRESENTE
		IMPLANTAÇÃO (**)	OPERACIONAL	TOTAL	PARCIAL	
2021	1,0000	236.880	23.124	260.004	260.004	260.004
2022	0,9009		23.124	23.124	20.833	280.837
2023	0,8116		23.124	23.124	18.768	299.606
2024	0,7312		23.124	23.124	16.908	316.514
2025	0,6587		23.124	23.124	15.233	331.747
2026	0,5935		23.124	23.124	13.723	345.470
2027	0,5346		23.124	23.124	12.363	357.833
2028	0,4817		23.124	23.124	11.138	368.971
2029	0,4339		23.124	23.124	10.034	379.006
2030	0,3909	35.532	23.124	58.656	22.930	401.936
2031	0,3522		23.124	23.124	8.144	410.080
2032	0,3173		23.124	23.124	7.337	417.417
2033	0,2858		23.124	23.124	6.610	424.027
2034	0,2575		23.124	23.124	5.955	429.982
2035	0,2320		23.124	23.124	5.365	435.347
2036	0,2090		23.124	23.124	4.833	440.180
2037	0,1883		23.124	23.124	4.354	444.534
2038	0,1696		23.124	23.124	3.923	448.457
2039	0,1528		23.124	23.124	3.534	451.991
2040	0,1377	35.532	23.124	58.656	8.076	460.066
2041	0,1240		23.124	23.124	2.868	462.934
2042	0,1117		23.124	23.124	2.584	465.518
2043	0,1007		23.124	23.124	2.328	467.846
2044	0,0907		23.124	23.124	2.097	469.944
2045	0,0817		23.124	23.124	1.889	471.833

(*) - JUROS: 11% A.A.

(**) - 15% DO CUSTO DE IMPLANTAÇÃO PARA REFORMA E RECUPERAÇÃO DA
PTE A CADA 10 ANOS

**QUADRO 11.1- ÍNDICE DE CUSTO TOTAL ESPECÍFICO EM VALOR PRESENTE
(Q = 1,000 m³/s)**

FLUXOGRAMA	ÍNDICE DE VALOR PRESENTE - (R\$ 1.000,00)			
	DURAÇÃO DO PLANO (ANOS)			
	20	25	30	35
1 PTE BÁSICA	562.680	587.496	599.920	608.660
2 PTE BÁSICA	676.610	705.865	720.277	730.579
1 PTE 2	455.174	471.833	478.816	484.683
2 PTE 2	490.168	508.538	516.445	522.914
3 PTE 20	421.643	435.689	440.915	445.862



A tendência mostrada neste gráfico repete exatamente aquela do gráfico de índices de custo específico de operação e manutenção anual (que acompanha o gráfico 10.8), isto é, a mesma ordenação de custo do fluxograma mais oneroso para o menos oneroso.

Não há uma alteração sequer da ordem intermediária. Até os agrupamentos se repetem: fluxogramas 1 e 2 PTE Básica separados acima e fluxogramas 1 e 2 PTE 2 e 3 PTE 20 abaixo, com o fluxograma 2 PTE 2 entre os 2 agrupamentos.

Informações importantes derivam do quadro 11.1, e já foram comentadas e antecipadas no item 10 de maneira diluída. Dentre elas:

a- as opções de fluxogramas de tratamento mais ortodoxas e mais simples – 1 e 2 PTE Básica - se caracterizam como as de maiores índices de custo total em valor presente para qualquer que seja a duração do plano de produção, de 20 a 35 anos;

b- a complexidade aparente dos processos de tratamento inerentes aos fluxogramas não convencionais, 1 PTE 2 e 3 PTE 20 não é fator de elevação do índice de custo total em valor presente, mas sim exatamente o contrário;

c- os menores valores do índice de custo de operação e manutenção associados aos fluxogramas não convencionais, e aparentemente mais complexos, compensam, com folga, seus maiores valores de índice de custo de implantação total;

d- o fluxograma 3 PTE 20, sem dúvida o mais complexo, caracterizado como o de menor índice de custo total em valor presente, detém potencial de redução do valor desse índice em razão da possibilidade de ampliar a produção de biogás, portanto, de cogeração de energia. Isto faria com que ele se distanciasse ainda mais dos outros 4 no que se observa graficamente.

Em suma, em termos econômico-financeiros, para o cenário normal analisado neste subitem, as 2 plantas representantes hipoteticamente de grande parte de plantas instaladas no país, as referentes aos fluxogramas 1 PTE Básica e 2 PTE Básica, seriam as proposições mais onerosas tanto do ponto de vista do índice de custo total em valor presente como do índice de custo de operação e manutenção.

Mesmo a utilização de projetos conceituais para elaboração desta análise, as informações *a*, *b*, *c* e *d* acima resumem a impropriedade do argumento de gestores de saneamento básico no país, de que os custos das plantas de tratamento já são extremamente elevados e alterar sua concepção convencional os elevaria ainda mais e então mais complexa seria a operação de financiá-las.

Haveria de se considerar, entretanto, esquecem eles, que órgãos internacionais financiadores de saneamento básico consideram muitas vezes, para aprovação de pedidos de financiamento, a precedência de projetos com maior amplitude de proteção ao meio ambiente sobre outros menos dedicados ao assunto.

Em termos ambientais, os fluxogramas 1 PTE Básica e 2 PTE Básica constituiriam o agrupamento dos menos dedicados, pois se associariam à pior qualidade garantida de efluente tratado, à máxima emissão de poluentes atmosféricos, à máxima produção de resíduos sólidos descartáveis, ao máximo consumo de produtos químicos, à desconsideração da cogeração de energia elétrica e ao máximo risco de descarga de substâncias SPD no corpo receptor.

11.2- CENÁRIO SIMULADO 1

Neste caso, como se numa análise de sensibilidade dos resultados alinhados ao cenário normal, simulou-se a elevação do índice de custo de implantação total somente da alternativa em vantagem, ou seja, referente ao fluxograma 3 PTE 20.

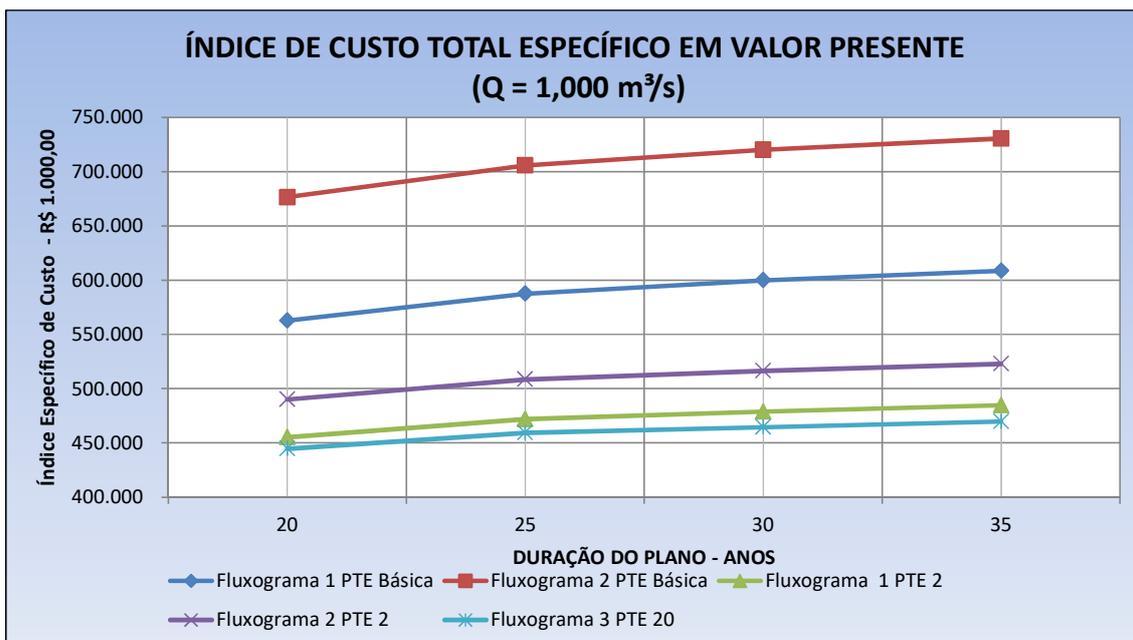
Apesar do critério hipoteticamente consistente adotado para definir o índice de custo de implantação total no subitem 10.6, com valor de 1,35 vezes o índice de custo relativo ao fluxograma 1 PTE Básica, tomado como referência para todos (quadro 10.6), nesta simulação 1 será ele elevado para 1,45.

Adianta-se que essa intervenção refletirá automaticamente nos valores dos índices de custo de manutenção de equipamentos e reposição de peças e de operação e manutenção, e também no valor do incremento de 15% do índice de custo total a cada década, para reforma e recuperação tecnológica da planta.

O quadro 11.2 e o gráfico conexo apresentam a seguir os resultados dessa simulação.

QUADRO 11.2- ÍNDICE DE CUSTO TOTAL ESPECÍFICO EM VALOR PRESENTE
(Q = 1,000 m³/s)

FLUXOGRAMA	ÍNDICE DE VALOR PRESENTE - (R\$ 1.000,00)			
	DURAÇÃO DO PLANO (ANOS)			
	20	25	30	35
1 PTE BÁSICA	562.680	587.496	599.920	608.660
2 PTE BÁSICA	676.610	705.865	720.277	730.579
1 PTE 2	455.174	471.833	478.816	484.683
2 PTE 2	490.168	508.538	516.445	522.914
3 PTE 20	444.619	459.231	464.562	469.708



Os novos resultados simplesmente reduziram as diferenças entre os valores dos índices de custo total em valor presente do fluxograma 3 PTE 20 para o fluxograma 1 PTE 2, como também para o restante, porém mantendo ainda o favorecimento do primeiro na faixa de 2,5% em relação ao segundo.

Entretanto permaneceria ainda entre eles o favorecimento ao fluxograma 3 PTE 20 relativo ao potencial do aumento da produção de energia de até 166% em relação ao cenário normal, como dito antes (p. 161), como resposta à realização da codigestão anaeróbia.

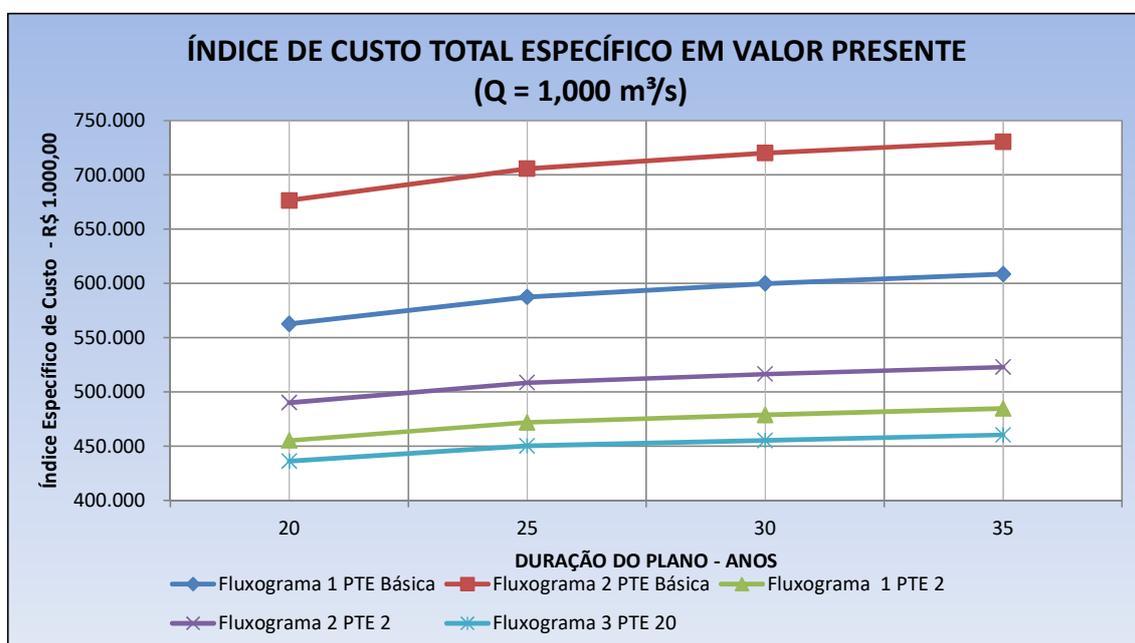
O cenário 1 poderia ser alterado, também favoravelmente ao fluxograma 3 PTE 20, se se considerasse a reserva de receita agregada à comercialização da estruvita. Esse caso comporá o cenário simulado 2, apresentado a seguir.

11.3- CENÁRIO SIMULADO 2

Acrescentando a receita de reserva de estruvita de R\$ 952.650,00/ano/(m³/s) ao cenário do quadro 11.2, isto é, subtraindo este valor do índice de custo total de operação e manutenção anual, os resultados passariam a ser os do quadro 11.3 e respectivo gráfico.

**QUADRO 11.3- ÍNDICE DE CUSTO TOTAL ESPECÍFICO EM VALOR PRESENTE
(Q = 1,000 m³/s)**

FLUXOGRAMA	ÍNDICE DE VALOR PRESENTE - (R\$ 1.000,00)			
	DURAÇÃO DO PLANO (ANOS)			
	20	25	30	35
1 PTE BÁSICA	562.680	587.496	599.920	608.660
2 PTE BÁSICA	676.610	705.865	720.277	730.579
1 PTE 2	455.174	471.833	478.816	484.683
2 PTE 2	490.168	508.538	516.445	522.914
3 PTE 20	436.199	450.326	455.369	460.344



Vê-se que resultariam diferenças relativamente maiores entre os valores dos índices de custo total em valor presente do fluxograma 3 PTE 20 para o fluxograma 1 PTE 2 em relação ao cenário simulado 1 e pouco menores em relação ao cenário normal, como se fosse quase uma retomada deste último, mantendo seu o favorecimento explícito.

Lembrando que ainda permaneceria entre eles o favorecimento ao fluxograma 3 PTE 20 referente ao seu potencial de aumento da produção de energia de 87% em relação ao cenário normal, referente ao alcance da autossuficiência energética (p. 194), ou de 166% em relação ao potencial máximo teórico de produção de biogás através da codigestão anaeróbia.

11.4- AVALIAÇÃO QUALITATIVA DOS FLUXOGRAMAS

A rota do processo de tratamento implicado com cada fluxograma pode ser avaliada qualitativamente como tendência se se associarem aos fluxogramas vários indicadores selecionados com a finalidade de caracterização de objetivos. O quadro 11.4, a seguir, apresenta essa avaliação.

QUADRO 11.4 – AVALIAÇÃO QUALITATIVA DOS FLUXOGRAMAS

INDICADORES	FLUXOGRAMAS					
		1 PTE Básica	2 PTE Básica	1 PTE 2	2 PTE 2	3 PTE 20
Alcance da Concepção	A	sim	sim	sim	sim	sim
	B	não	não	sim	não	sim
Garantia Contínua da Qualidade do Efluente Tratado (24 h/d)	C	sim	sim	sim	sim	sim
	D	não	não	sim	sim	sim
Emissão de Poluentes na Atmosfera		sim	sim	não	não	não
Risco de Saúde Ocupacional dos Operadores		sim	sim	não	não	não
Produção de Resíduos Sólidos com Continuada Emissão de CH ₄		sim	sim	não	sim	não
Consumo Relativo Elevado de Energia Elétrica		não	sim	não	sim	não
Consumo Relativo Elevado de Produtos Químicos		sim	sim	não	não	não
Potencial de Cogeração de Energia		sim	não	sim	não	sim
Potencial de Formação de SPD		sim	sim	não	não	não
Complexidade Operacional Mais Alta		não	não	sim	não	sim
Reserva de Receita	E	sim	não	não	não	sim
	F	não	não	não	não	sim
Possibilidade de Alcance da Autossuficiência Energética		não	não	não	não	sim
Custo de Implantação Total Relativamente Alto		não	sim	sim	sim	sim
Custo de Operação e Manutenção Relativamente Baixo		não	não	sim	sim	sim

LEGENDA:

A - Tratamento de Rejeitos;

B - Recuperação de Recursos Renováveis

C – Amostra Composta;

D – Amostra Simples

E- Potencial de Elevação da Cogeração de Energia Elétrica;

F – Potencial de Comercialização de Estruvita

12- SÍNTESE COMPARATIVA

As tendências resultantes das análises desenvolvidas ponto a ponto ao longo dos itens 10 e 11, sobre custos e implicações técnicas referentes aos 5 fluxogramas, se mantiveram perenes por todo o tempo, sem exceção, e consistentes, e são francamente representadas no quadro 11.4.

Em resumo, a representatividade dos resultados, separada em 2 vieses, significaria:

1- Viés do Saneamento Básico

a- fluxogramas de tratamento que incluem a remoção química de fósforo representam as soluções mais onerosas de custos totais de valor presente e de custos de operação e manutenção;

b- fluxogramas de tratamento que incluem tanque de equalização de vazão de efluente bruto se associam a soluções com controle técnico-operacional mais simples, portanto representam soluções menos onerosas de custos totais de valor presente e de custos de operação e manutenção;

c- fluxogramas de tratamento que incluem tanque de equalização de vazão de efluente bruto podem garantir continuamente (24 h/d) a qualidade requerida do efluente tratado;

d- fluxogramas de tratamento que incluem a recuperação e utilização de energia química do efluente bruto (política RUEQ) se associam a soluções menos onerosas de custos totais em valor presente e de custos de operação e manutenção;

e- fluxogramas de tratamento que incluem a recuperação e utilização de energia química do efluente bruto (política RUEQ) como ponto de partida da concepção do projeto se associam a soluções com potencial real de alcance da autossuficiência energética (neste relato, unicamente o fluxograma 3 PTE 20), portanto da redução de custos totais em valor presente e de custos de operação e manutenção;

f- fluxogramas de tratamento que incluem a recuperação e utilização de energia química do efluente bruto (política RUEQ) se associam a soluções com potencial de produção de reserva de receita a partir da produção de estruvita (neste relato, unicamente o fluxograma 3 PTE 20), portanto da redução de custos totais em valor presente e de custos de operação e manutenção;

2- Viés da Proteção do Meio Ambiente

a- fluxogramas de tratamento que incluem tanque de equalização de vazão de efluente bruto se associam à garantia contínua (24 h/d) da qualidade requerida do efluente tratado lançado no corpo receptor;

b- fluxogramas de tratamento que não incluem cloro como agente de desinfecção excluem da possibilidade de produção de SPD;

c- fluxogramas de tratamento que incluem a recuperação e utilização de energia química do efluente bruto (política RUEQ) se associam a soluções menos produtoras de resíduos sólidos descartáveis com potencial de contínua emissão de CH₄ na atmosfera;

d- fluxogramas de tratamento que incluem a recuperação e utilização de energia química do efluente bruto (política RUEQ) se associam a soluções que mitigam a emissão de poluentes atmosféricos pela planta de tratamento;

e- fluxogramas de tratamento que incluem a recuperação e utilização de energia química do efluente bruto (política RUEQ) se associam a soluções que eliminam a emissão de CH₄ na atmosfera devido à produção de resíduos sólidos minerais, como, por exemplo: estruvita e cinzas (neste relato, unicamente o fluxograma 3 PTE 20).

Como síntese então, tanto sob o viés do saneamento básico como de proteção ao meio ambiente (água e ar), os resultados dos fluxogramas representativos de grande parte das plantas existentes no país (fluxogramas 1 PTE Básica, 2 PTE Básica e 2 PTE 2) as mostram como as unidades mais limitadas tecnicamente, as mais dispendiosas em valores de custos de implantação total e de operação e manutenção, as mais omissas na relação de proteção à atmosfera e as mais distantes da conceituação da planta de tratamento como unidade de aproveitamento de recursos renováveis.

13- CONCLUSÃO

A síntese das relevâncias listadas no item 12 seria que, do ponto de vista do projeto conceitual utilizado para os 5 fluxogramas nesta análise, as plantas de tratamento de efluente bruto instaladas no país, aparentemente equivalentes ou próximas às representadas nos fluxogramas 1 e 2 PTE Básica, seriam as mais custosas e as menos eficientes tanto em relação a seus propósitos como em relação à proteção ao meio ambiente (água e ar).

Em contrapartida, menos custosas e mais eficientes seriam as plantas de tratamento iguais (semelhantes ou equivalentes) às do fluxograma 3 PTE 20, justamente o fluxograma proposto pelo autor ao início desta análise para alcance dos temas enumerados no item 4 e repetidos agora, por conveniência:

- gerenciamento de gases: odorosos, COV, combustão e GEE;
- garantia de qualidade constante do efluente tratado durante 24 h/d;
- redução do consumo de produtos químicos;
- redução da produção de resíduos sólidos finais descartáveis;
- cogeração de energia.

No Brasil não existe nada implantado que seja minimamente semelhante ou equivalente ao que seria a planta representativa do fluxograma 3 PTE 20, ainda que as plantas de tratamento de Franca (futura hidrólise térmica para futuros biossólidos Classe A e combustível veicular), São José do Rio Preto (controle operacional diferenciado de processo, secagem térmica de biossólidos digeridos e compostagem mista), Campinas (remoção biológica de fósforo e compostagem mista) e Ribeirão Preto (aquecimento de lodo dos digestores anaeróbios e cogeração de energia) sejam nossos raros exemplos de passos pródigos dados em direção ao avanço tecnológico realista.

Referência Bibliográfica.

(1) - MetCalf & Eddy / AECON- 5ª Edition - 2014 - Wastewater Engineering Treatment and Resource Recovery.

(2) - Design of Municipal Wastewater Treatment Plants, 5ª Edition, WEF Manual of Practice Nº 8, 2009.

(3) - Tratamento de Esgotos Domésticos – 4ª Edição – Eduardo Pacheco Jordão – Constantino Arruda Pessoa- 2005.