Transformação de um sistema de lagoas de estabilização, visando à produção de água para a indústria

Transformation of a system of stabilization ponds for industrial water production

• **Data de entrada:**
18/06/2020

• **Data de aprovação:**
10/11/2020

Adrianus van Haandel^{1*} | Silvânia Lucas dos Santos² | Francisco Vieira Paiva³

DOI: <https://doi.org/10.36659/dae.2021.028>

ORCID ID

Haandel A <https://orcid.org/0000-0002-9937-6715>

Santos SL <https://orcid.org/0000-0002-6905-3966>

Paiva FV <https://orcid.org/0000-0002-7419-3242>

Resumo

A região Nordeste do Brasil sofre com déficit crônico de recursos hídricos, especialmente para abastecer as indústrias em cidades grandes. Como consequência, seu desenvolvimento industrial é restrito quando comparado com outras regiões do Brasil. Uma possibilidade para minorar esse problema é transformar o esgoto de regiões urbanas em água com utilidade para a indústria. Todavia, as lagoas de estabilização que já estão em operação não podem produzir um efluente que seja aceitável para uso industrial. Contudo, é possível transformar lagoas de estabilização existentes em sistemas com pré-tratamento eficiente, por exemplo, em reatores UASB e tratamento complementar em lagoas de polimento em regime de bateladas sequenciais (LPBS), podendo haver uma lagoa de transbordo intermediária. Nessa transformação, pode-se aproveitar a infraestrutura do sistema já existente. No presente trabalho, analisa-se um caso hipotético de um sistema de lagoas de estabilização sendo transformado num sistema UASB-LPBS. No exemplo, o sistema recebe uma vazão afluyente de 45.000 m³/d de água residuária mista, de origem doméstica e industrial. O sistema convencional de lagoas de estabilização opera com um tempo de permanência de 28 d e ocupa uma área de 73 ha. Deseja-se obter um efluente com baixas concentrações dos constituintes indesejáveis: sólidos em suspensão, material orgânico, patógenos, nitrogênio, fósforo e sulfato. Para tanto, propõem-se as seguintes transformações: (1) reatores UASB serão construídos na lagoa anaeróbia existente; (2) a lagoa facultativa existente passará a funcionar como uma lagoa de transbordo e (3) as lagoas de maturação serão transformadas em lagoas de polimento.

Palavras-chave: Tratamento de esgoto. Reúso industrial. Remoção de nutrientes. Reator UASB. Lagoa de polimento.

Abstract

The Northeast region suffers from a chronic deficit in water resources, especially to supply industries in large cities. As a consequence, industrial development is weak compared to other regions of Brazil. One possibility to solve this problem is to transform the sewage of urban regions into water that is useful for industry. However, the stabilization ponds that are already in operation cannot produce an effluent that is acceptable for industrial use. It is possible to transform existing stabilization ponds into a system with efficient pretreatment, for example, in UASB reactors

¹ Universidade Federal de Campina Grande - UFCG - Paraíba - Brasil.

² Universidade Federal do Rio Grande do Norte - UFRN - Natal - Rio Grande do Norte - Brasil.

³ Universidade de Fortaleza - Unifor - Fortaleza - Ceará - Brasil.

* **Autor correspondente:** adrianusvh@gmail.com.

and complementary treatment in polishing ponds in a sequential batch regime (LPBS), with the possibility of an intermediate transfer pond. The infrastructure of existing stabilization ponds can be used for this transformation. This paper analyzes a hypothetical case of a stabilization pond being transformed into a UASB-LPBS system. In the example, the system receives an affluent flow of 45,000 m³/d of wastewater of mixed domestic and industrial origin. The conventional stabilization pond system operates with a residence time of 28 d and occupies an area of 73 ha. It is desired to obtain an effluent with low concentrations of undesirable constituents: suspended solids, organic material, pathogens, nitrogen, phosphorus and sulfate. Therefore, the following transformations are proposed: (1) UASB reactors will be built in the existing anaerobic pond; (2) the existing facultative pond will start to function as a transfer pond and (3) maturation ponds will be transformed into polishing ponds.

Keywords: Sewage treatment. Industrial reuse. Nutrient removal. UASB reactor. Polishing ponds.

1 INTRODUÇÃO

O nordeste do Brasil é caracterizado por seu déficit hídrico, que atinge várias cidades e pode ser apontado como um dos principais fatores para a falta de investimento no setor industrial, tendo em vista que essa é a terceira maior demanda por águas dentre os usos preponderantes (ANA, 2019). Uma alternativa para minorar esse problema é a produção de água nova a partir do esgoto e disponibilizar essa água às indústrias. Essa alternativa é mais fácil de implementar em cidades onde já existe uma rede específica para água industrial, como é o caso do Ceará, por exemplo (COGERH). Nas regiões urbanas, o esgoto geralmente é uma mistura de esgoto doméstico e água residuária industrial. Atualmente, o esgoto da cidade e o das indústrias geralmente vêm sendo tratados juntos em sistemas de lagoas de estabilização convencional. Nessas lagoas, visa-se à redução da concentração de material orgânico e de patógenos, mas não se prevê a remoção de nutrientes e sólidos em suspensão, de modo que o efluente não é adequado para o reúso industrial.

A configuração ideal para projetos de lagoas de estabilização é que depois da lagoa anaeróbia haja uma lagoa facultativa. Esta deve ser mantida ao menos parcialmente em ambiente aeróbio, porque depois do pré-tratamento anaeróbio a concentração de material orgânico é baixa e sua remoção em ambiente anaeróbio é muito lenta.

Assim, tem-se na lagoa facultativa um equilíbrio entre taxa de produção de oxigênio por fotossíntese e a taxa de consumo de oxigênio para oxidação do material orgânico. Pela estequiometria dos processos de fotossíntese e oxidação, se há equilíbrio entre produção e consumo de oxigênio, existe também equilíbrio entre produção e consumo de dióxido de carbono.

No presente trabalho discute-se a transformação do sistema de lagoas de estabilização para viabilizar a remoção de nutrientes além de material orgânico e patógenos. Para tanto, aplica-se o reator UASB como unidade de pré-tratamento e lagoas de polimento (LP) como unidade de pós-tratamento. Sabe-se que o reator é mais eficiente do que a combinação lagoa anaeróbia + lagoa facultativa na remoção de material orgânico (VAN HAANDEL e VAN DER LUBBE, 2019). Por essa razão, o equilíbrio entre produção e consumo de oxigênio em lagoas facultativas não existe em lagoas de polimento: há muito mais produção do que consumo de oxigênio ou equivalentemente há muito mais consumo que produção de dióxido de carbono. A predominância do consumo de dióxido de carbono pelo processo de fotossíntese leva ao aumento do pH, que por sua vez viabiliza a remoção de nutrientes: nitrogênio por dessorção de amônia e fosfato por precipitação de hidroxapatita de cálcio (VAN HAANDEL e SANTOS, 2021). Na prática, precisa-se de um pH de 8,5-9,0 para efetuar a

dessorção de amônia e de um pH de 9,5 a 9,7 para a precipitação de fosfato.

A fotossíntese que induz o aumento do pH tem outro resultado: estabelece-se na lagoa de polimento uma população de algas que reflete um aumento da concentração de sólidos em suspensão. Esses sólidos devem ser removidos para que a água possa ser usada pelas indústrias. Essa remoção se realiza pela aplicação de processos físico-químicos (clarificação ou flotação) que transformam os sólidos em uma suspensão sedimentável. Os processos usam coagulantes de íons trivalentes (Al^{3+} ou Fe^{3+}), que funcionam simultaneamente para precipitar fosfato eficientemente. Essa é uma alternativa de remoção de fosfato se não se deseja aumentar o pH da lagoa de polimento até um valor de 9,5 a 9,7 para precipitar o fosfato como hidroxiapatita.

Pode ser conveniente a operação de uma lagoa de transbordo entre o reator UASB e as lagoas de polimento. Essa lagoa de transbordo não somente funciona como tanque de equalização mas também como decantador de lodo que, eventualmente escapa do reator UASB. Um aspecto interessante é que pode haver possibilidade de remoção de sulfato, que muitas vezes aparece com uma concentração relativamente elevada no afluente, especialmente se há contribuição significativa de efluentes industriais. No reator UASB, o sulfato pode ser reduzido para sulfeto e esse sulfeto, por sua vez, pode ser oxidado para enxofre na lagoa de transbordo, aproveitando o oxigênio que ali é gerado pela fotossíntese (Janssen et al., 1999).

Assim, neste trabalho avalia-se a transformação de um sistema de lagoas de estabilização convencional em um sistema combinado que pode produzir água de boa qualidade para reúso industrial. Nessa transformação discute-se: (a) substituição da lagoa anaeróbia por reatores UASB para aumentar a eficiência do pré-tratamento anaeróbio; (b) transformação da la-

goa facultativa em uma lagoa de transbordo; e (3) transformação das lagoas de maturação em lagoas de polimento com regime de bateladas sequenciais. Para produzir uma alta qualidade de água industrial é necessário remover as algas que se formam nas lagoas de transbordo e de polimento por clarificação ou flotação.

2 CARACTERÍSTICAS DA ÁGUA RESIDUÁRIA E DIMENSÕES DAS LAGOAS EXISTENTES

Na Tabela 1 observam-se as características adotadas de uma água residuária mista composta de esgoto doméstico e efluente industrial, bem como do efluente do sistema de lagoas de estabilização. Na Tabela 2 resumem-se as dimensões básicas adotadas para o sistema de lagoas de estabilização.

Quanto às características da água residuária a ser tratada, observa-se que comparado com esgoto doméstico típico há duas diferenças principais: (1) a concentração de material orgânico é bem mais alta, principalmente a DBO e (2) a proporção N/DQO e P/DQO é baixa e (3) a concentração de sulfato é muito elevada. Essas diferenças devem-se ao componente industrial na mistura, que geralmente tem poucos nutrientes e alta concentração de sulfato. Adotou-se uma população equivalente de 450.000, e uma contribuição per capita de 100 L/d.

Na Tabela 2 pode-se observar que o sistema de lagoas existente tem a composição típica de lagoas de estabilização, com uma lagoa anaeróbia com um tempo de permanência de 2,8 d, uma lagoa facultativa com tempo de permanência de 8,9 d e três lagoas de maturação com tempo de permanência de 5,5 d, perfazendo um tempo de permanência total de 28,3 d, se não for levado em consideração a evaporação de água. Na realidade, a perda é pequena: mesmo para uma taxa de evaporação elevada de 5 mm/d, a evaporação (3.600 m³/d) corresponde a 8% da vazão afluente e poderá haver chuva para compensar parcialmente essa perda.

Tabela 1 - Características adotadas do afluente e do efluente do sistema de tratamento existente.

Variável	Afluente	Desvio Padrão	Efluente	Desvio Padrão	Unidade
Vazão	45000	-	-	-	m ³ .d
Esgoto doméstico	19000	-	-	-	m ³ .d
Efluente industrial	26000	-	-	-	m ³ .d
População equivalente	450.000	-	-	-	-
DBO	600	175	100	30	g/m ³
DQO	844	150	200	60	g/m ³
E Coli	E+7	0.9	E+03	1	-
pH	8.0	2	8.1	-	UFC/100 ml
Nitrogênio	45	0,4	40	-	gN/m ³
Fósforo	8	5	7	1.0	gP/m ³
Sulfato	29	0,5	10	15	gS-SO ₄ ²⁻ /m ³
Sulfeto	1,3	0.7	2	0.05	gS-S ²⁻ /m ³
Temperatura	32	-	32	0.7	°C
OD	-	-	3.5	-	g/m ³

Tabela 2 - Valores adotados das dimensões principais do sistema existente de lagoas de estabilização

Lagoa	Comprimento (m)	Largura (m)	Área (m ²)	Profundidade (m)	Volume (m ³)	TDH (d)
Anaeróbia	1055	30	31650	4	126600	2.8
Facultativa	1055	190	200450	2	400900	8.9
Maturação 1	1055	158	166690	1.5	250035	5.5
Maturação 2	1055	158	166690	1.5	250035	5.5
Maturação 3	1055	158	166690	1.5	250035	5.5
Total	1055	694	732170	-	1277605	28.3

3 TRANSFORMAÇÃO DO ATUAL SISTEMA DE LAGOAS DE ESTABILIZAÇÃO NO SISTEMA UASB + LAGOA DE POLIMENTO

O sistema atual ocupa uma área de 73 ha (1055*694 m²), um valor relativamente baixo para a população de 450.000 equivalentes de habitante (EH): 1,6 m²/EH, ou seja, aproximadamente 55% do valor que se espera para a área por habitante de um sistema convencional de lagoas de estabilização que é 3 m²/EH. Na Fig. 1 pode-se observar o layout do sistema de tratamento adotado (desenho preto e em negrito), bem como o que foi incrementado com as novas unidades após a transformação em sistema UASB + lagoa

de transbordo + lagoas de polimento (em vermelho). Ainda na Fig. 1 pode-se notar que as obras civis necessárias são mínimas, para os melhoramentos decisivos que a transformação viabiliza.

A Fig. 2 mostra o layout da sequência de elementos do sistema de tratamento que se propõe, e a Tabela 3 especifica a mudança esperada das características do esgoto nas diferentes unidades de tratamento. Pode-se observar que se antecipa uma boa qualidade de efluente com excelente eficiência de remoção de patógenos (99,999%), dos nutrientes (N > 99,9 %, P > 99 % e S > 90 %) e sólidos suspensos (> 99 %) e material orgânico (> 95 %).

Figura 1 - Layout do sistema de lagoas de estabilização existente (preto) e de tratamento com reatores UASB e lagoas de polimento (em vermelho).

Figura 2 - Elementos do sistema de tratamento que se propõe para produzir água para indústrias.

Tabela 3 - Remoção prevista para os constituintes indesejáveis nas diferentes fases de tratamento.

Constituinte indesejável	UASB	Lagoa de transbordo	Lagoas de polimento	Clarificação	Gerador de energia	Remoção total
Material orgânico	70%	-	-	15%	-	95 %-
Redução de Sulfato	90% (sulfeto)	90 %	10 %	-	-	90 %
Oxidação de Sulfeto						
Nitrogênio	-	-	99,9 %	-	-	99,9%
Patógenos	90 %	-	99,99%	-	-	99,999%
Fósforo	-	-	-	99 %	-	99,9%
Sólidos suspensos	-	-	-	99%	-	-
Metano	-	-	-	-	99,9%	-

Seria interessante fazer referência ao uso de produtos químicos para a clarificação

3.1 Dimensionamento do reator UASB

O Dimensionamento do reator UASB foi feito com o auxílio do programa para projeto computadorizado descrito no livro de digestão anaeróbia dos autores van Haandel e Santos (2021). Neste programa destacam-se os seguintes pontos:

(1) Eficiência de digestão

No digestor, a carga orgânica é dividida em três frações: (a) a fração descarregada no efluente; (b) a fração transformada em lodo volátil; e (c) a fração transformada em biogás. Santos et al., (2018) determinaram experimentalmente as frações nas fases líquida (f_s) e sólida (f_x) e propuseram equações empíricas dessas frações, para o esgoto municipal de Campina Grande-PB:

$$\text{Fração na fase líquida: } f_s = f_{ust} + 0,20(1,011)^{(35-T)} \exp(-0,04(R_s - 3,8 * 1,06^{(35-T)})) \quad (1)$$

$$\text{Fração na fase sólida: } f_x = f_{upt} + 0,16 * 1,014^{(35-T)} \exp(-0,04(R_s - 3,8 * 1,06^{(35-T)})) \quad (2)$$

$$\text{Fração na fase gasosa: } f_d = 1 - f_s - f_x \quad (3)$$

Em que:

R_s = idade de lodo no reator

T = temperatura em °C

As Eq. 1, 2 e 3 mostram que a divisão das frações depende basicamente de três fatores: composi-

ção do material orgânico no afluente, representada pelas frações de material não biodegradável e solúvel (f_{ust}) e particulado (f_{upt}), temperatura e idade de lodo. Desses três fatores, somente um é uma variável: a idade de lodo. Na Fig. 3 podem-se observar os valores das frações em função da idade de lodo para $f_{us} = 0,15$ e $f_{up} = 0,14$ (considerados típicos para esgoto doméstico e uma temperatura de 25 °C).

Na Fig. 4 observa-se a fração digerida do material orgânico em função da idade de lodo para diferentes temperaturas. A figura mostra que a eficiência da digestão depende da temperatura e da idade de lodo. As frações não biodegradáveis solúvel e particulada dependem das características da água residuária e da temperatura. Idealmente devem ser realizados testes para estabelecer seus valores em cada projeto. A figura mostra ainda que a eficiência máxima (idade de lodo de 100 d) depende acentuadamente da temperatura. Para a temperatura mínima de esgoto no Brasil ($\approx 15^\circ\text{C}$), a eficiência máxima não passa de 65% aproximadamente, sendo que uma fração considerável do metano produzido ficará dissolvido no efluente. Essa baixa eficiência no reator UASB naturalmente repercute num aumento da carga orgânica a ser removida nas unidades subsequentes. Isso pode resultar em problemas porque a taxa de fotossíntese também diminui nas lagoas de polimento.

Figura 3 - Frações da DQO no efluente e no lodo de excesso para 25 °C e frações não biodegradáveis $f_{us} = 0,15$ e $f_{ud} = 0,14$.

Figura 4 - Relação entre a eficiência máxima e a temperatura num reator UASB.

(2) Parâmetros operacionais

A idade de lodo anaeróbia é o parâmetro fundamental para calcular a eficiência da digestão de material orgânico. Como mostra a Fig. 4, a eficiência tem um valor máximo para $R_{sa} = 100$ d aproximadamente, o que significa que não adianta aplicar uma idade de lodo maior porque a eficiência não aumenta. Com o auxílio das Eq.

1, 2 e 3, calculam-se as frações da DQO nas três fases para diferentes valores da carga orgânica aplicada: f_s ; f_x ; f_d e para a idade de lodo no reator UASB (idealmente $R_{sa} = 100$ d).

A Fig. 4 foi elaborada para esgoto municipal, mas para água residuária com uma fração importante de efluente industrial ela pode ter valores diferentes, especialmente se há presença de material tóxico.

(3) Massa e composição do lodo

O valor de f_x permite estimar a massa de lodo volátil por unidade de DQO aplicada. Assim, pode-se calcular a massa de lodo produzida diariamente para a carga orgânica aplicada:

$$C_s = S_t Q_a = .88 * 45000 = 39.600 \text{ kg/d} \quad (4)$$

$$ME_v = f_x C_s / f_{cv} = 0,08 * 39600 / 1,5 = 2100 \text{ kgSVS/d} \quad (5)$$

Para uma idade de lodo de 100 d, a massa de lodo é 100 vezes maior do que a produção diária:

$$MX_v = 100 * ME_v = 210.000 \text{ kgSVS} \quad (6)$$

$$MX_t = MX_v / f_v = 317.000 \text{ kgSTS} \quad (7)$$

O lodo volátil se compõe em parte de lodo biológico, mas também contém material biodegradável particulado que não foi digerido no reator.

(4) Dimensões básicas do reator UASB

Para estimar o volume dos reatores UASB necessário para conter a massa de lodo calculada; MX_t , é preciso adotar valores para a concentração média de lodo X_t . Para um valor tipicamente encontrado na prática ($X_t = 25$ g/L), calcula-se que o volume do reator deve ser:

$$V_r = MX_t / X_t = 317.000 / 25 = 12.600 \text{ m}^3 \quad (8)$$

Na prática não se constrói um reator tão grande; normalmente reatores não são maiores que 2000 m³, aproximadamente (CHERNICHARO, 2007), de modo que serão utilizados 6 reatores de 2100 m³. O tempo de permanência nos reatores é $TDH = 12600/45000 = 0,28$ d ou 6,7 h, estando, portanto, dentro dos padrões de TDH indicados pela NBR 12209/2011, para as condições de temperatura da região (ABNT, 2011). A carga orgânica volumétrica é calculada como a razão entre a DQO aplicada e o volume: $COV = 0,88 \cdot 45000/12.600 = 3,1$ kgDQO/m³/d.

Reatores UASB com volume da ordem de 2000 m³ invariavelmente são construídos em concreto na forma de paralelepípedo, de modo que se tem de definir comprimento, largura e profundidade. Esses reatores normalmente são construídos como unidades individuais, de maneira que cada reator pode ser retirado da operação para manutenção, dividindo-se o afluente entre os outros reatores.

Para reduzir os custos de construção, usa-se a forma quadrada, uma vez que nessa configuração o perímetro e, portanto, o custo de construção das paredes verticais é mínimo. Quanto à profundidade, esta é definida por considerações das alturas das zonas de digestão, de transição e de sedimentação do reator. Esses aspectos são tratados na próxima seção.

No reator UASB se estabelece uma manta de lodo de concentração elevada na parte inferior da zona de digestão. A altura desta camada de lodo concentrada normalmente não é mais do que 2 m no caso de tratamento de esgoto. Assim, deixando uma reserva de 0,5 m para sobrecargas eventuais, não há necessidade de ter uma zona de digestão com uma altura superior a 2,5 m. A camada acima de 2,5 m pouco contribuiria para a capacidade de tratamento do reator.

(5) Geometria do separador e do defletor

A parte superior do reator UASB é composta de duas partes: o separador trifásico e o defletor. O separador trifásico tem como função separar as fases líquida, sólida e gasosa. Existem vários projetos de separadores de fases, contudo o mais comum é a forma representada na Fig. 5. O separador tem dois componentes: a parte superior é um retângulo e funciona como um coletor de biogás que deixa o reator por uma saída no topo. A parte inferior é um trapézio e coleta as bolhas de gás que sobem a partir da zona de digestão e as dirige para o coletor de gás. Os dois componentes não são necessariamente feitos do mesmo material. Como a parte superior tem uma pressão maior do que a atmosférica, tem que ser rígido e é feito de fibra de vidro ou concreto. A vantagem do concreto é que é mais barato, mas a parede não pode ser fina (mínimo de 0,15 m), de modo que a área aumenta, diminuindo o espaço entre os separadores e aumentando a velocidade ascendente no nível de descarga do efluente. A parte inferior do separador de fases pode ser feito de concreto, mas muitas vezes usa-se lona flexível, uma vez que nessa parte do separador não há pressão positiva.

Entre os elementos separadores há um espaço que funciona como um decantador: os flocos de lodo que porventura entrem nesta área se depositam sobre a superfície do elemento separador quando a velocidade de sedimentação de um floco se torna maior que a velocidade ascendente do líquido, o que diminui na medida em que se aproxima do nível de descarga do efluente. Quando a massa depositada é suficiente, esta desliza para a zona de digestão. Assim, tem-se um mecanismo de retenção de lodo. Van Haandel e van der Lubbe (2019) mostraram que essa retenção de lodo está longe de ser perfeita: de 30 a 50% do lodo produzido é perdido no efluente.

A função do defletor é evitar que bolhas de biogás entrem na zona de sedimentação, onde

iriam prejudicar a deposição de flocos de lodo sobre o separador. A largura do defletor é um pouco maior do que a abertura entre elementos do separador, porque bolhas de gás oscilam na sua trajetória ascendente na fase líquida. A diferença entre a largura da abertura entre

elementos separadores e a largura do defletor (overlap) é da ordem de 10%. Para manter uma velocidade ascendente tão uniforme quanto possível, convém que se tenha abertura de área igual nos separadores e nos defletores como indica a Fig. 5.

Figura 5 - representação esquemática do separador de fases e do defletor em reatores UASB.

A declividade dos elementos separadores e dos defletores é no mínimo 45° para evitar grande acúmulo de sólidos sobre as partes inclinadas. A declividade pode ser maior que a mínima, mas isso causa um aumento da zona de sedimentação e de transição, e consequentemente uma redução da zona de digestão que pode ser prejudicial para o desempenho do digestor.

Na Tabela 3 pode-se observar o cálculo do número de separadores e defletores pelo seguinte roteiro.

(a) Para vários valores da parte inclinada do separador (Coluna 1) e especificando-se a inclinação, determina-se a largura dos elementos do separador.

(b) Adotando uma altura do coletor de gás (no caso 0,3 m), determina-se a altura do elemento separador (coluna 3), que deve ser no mínimo 0,8 m, sendo 0,5 m da câmara de gás e 0,3 m da camada líquida abaixo da câmara de gás como indica a Fig. 5.

(c) Especifica-se a declividade dos elementos separadores, sabendo que a mínima é 45° .

(d) A partir da largura das aberturas entre os separadores calcula-se a largura do defletor, levando em consideração o overlap. Definindo a declividade, calcula-se sua altura (coluna 4).

(e) Calcula-se o número de separadores como a razão entre a largura do reator UASB e a largura de um separador + uma abertura entre separadores

Na Tabela 3, as linhas com altura do separador menor que 0,8 m devem ser rejeitadas porque esta é sua altura mínima. Por outro lado, quando o número de separadores é pequeno, a fração do volume total do reator na zona de digestão tende a diminuir, porque as frações do volume na zona de sedimentação e na transição aumentam. Usando a profundidade das zonas

na Tabela 3 calculou-se na Tabela 4 as frações das zonas de digestão, transição e sedimentação. Segundo van Haandel e van de Lubbe (2019), a zona de digestão deve ocupar mais do que 60% do volume total, mas a Tabela 4 mostra que para um número de separadores de 6 e 5 a fração do volume de na zona de digestão é abaixo do valor ideal.

Tabela 3 - Cálculos do número e do tamanho dos elementos do separador e do defletor para inclinação de 45° em ambos. Volume do reator = 2100 m³.

1	2	3	4	5	6	7	8
Parte inclinada do separador (m)	Largura separador (m)	Altura separador (m)	Altura defletor (m)	Altura zona de digestão (m)	Borda livre (m)	Profundidade total (m)	Número separadores (-)
0,45	0,9	0,6	0,66	2,5	0,25	4,01	11
0,55	1,1	0,7	0,81	2,5	0,25	4,26	9
0,65	1,26	0,8	0,95	2,5	0,25	4,5	8
0,742	1,43	0,89	1,09	2,5	0,25	4,73	7
0,835	1,67	0,99	1,22	2,5	0,25	4,96	6
1	2	1,15	1,47	2,5	0,25	5,37	5

Tabela 4 - Frações do volume da zona de digestão, de transição e de sedimentação para diferentes números de separadores no reator de 2100 m³.

N	Profundidade (m)	Zona de digestão	Zona de transição	Zona de sedimentação
11	4,01	0,7	0,13	0,17
9	4,26	0,67	0,15	0,19
8	4,5	0,63	0,16	0,2
7	4,73	0,6	0,18	0,22
6	4,96	0,58	0,19	0,23
5	5,37	0,54	0,22	0,25

Portanto, ao analisar as Tabelas 3 e 4 chega-se à conclusão de que somente o reator com 8 separadores e defletores é aceitável. Reatores com um número maior não são aceitáveis porque os separadores têm uma altura de menos que

0,8 m (Tabela 3). Para um número de separadores menor do que 8, a fração da zona de digestão é insuficiente. Para 8 separadores, a profundidade calculada é 4,5 m e, portanto, a área é 466 m² e o comprimento e largura são 21,6 m.

Figura 6 - Esboço de um dos reatores UASB

(6) Dispositivos de distribuição do afluente e coleta do efluente

O objetivo do dispositivo de distribuição é dividir a vazão afluente tão uniformemente quanto possível sobre o fundo do reator UASB, colocando-o em contato com o lodo ali presente. Na prática se adota um ponto de alimentação por 2 a 3 m² de área de fundo do reator, de modo que se faz necessário um dispositivo que divida a va-

zão afluente em várias partes iguais. O projeto do dispositivo de distribuição do afluente deve ser tal que: (1) seja verificável que a vazão para cada ponto de descarga seja a fração certa da vazão total; (2) eventuais entupimentos no dispositivo de entrada do afluente sejam facilmente detectáveis e consertáveis e (3) os obstáculos que causam os entupimentos possam ser removidos facilmente.

Figura 7 - Dispositivo de distribuição do afluente para alimentação do reator UASB.

Há duas alternativas para distribuir o afluente: (1) por gravidade ou com tubos conduzindo o esgoto para cada ponto de alimentação; ou (2) por

pressão, com tubos perfurados no fundo do reator. No caso de tratamento de esgoto, os sólidos nele presentes tendem a entupir os orifícios do

tubo rapidamente de modo que a alimentação uniforme se torna impossível. Por essa razão, no tratamento de esgoto quase sempre se usa a alimentação por gravidade como indicado na Fig. 7: o esgoto chega por gravidade ou recalado na parte central de poços de distribuição circulares de onde o esgoto passa para caixas de distribuição por vertedores triangulares. Em cada caixa há um tubo que conecta a caixa com um ponto fixo no fundo do reator. Como a pressão nas caixas é atmosférica, estas podem ser abertas para inspeção visual. Se houver entupimento na tubulação de uma das caixas, então o seu nível será igual ao do canal de entrada e mais alto do que nas outras caixas, de modo que esse entupimento é facilmente detectável. Eventualmente pode-se colocar uma cobertura solta sobre as caixas para evitar maus odores e moscas.

O objetivo do dispositivo de coleta do efluente é coletar uniformemente a água residuária tratada na parte superior do reator UASB. Alguns reatores UASB têm um dispositivo de coleta similar àquele usado em decantadores: calhas horizontais com vertedores triangulares a distâncias regulares como indicado na Fig. 8a. O uso dessas calhas causa muitos problemas de corrosão

quando são feitas de algum material metálico, mesmo quando se usam materiais nobres como aço inoxidável. Preferencialmente deve-se usar fibra de vidro ou material semelhante. Às vezes as calhas do efluente estão providas de retenedores de espuma (vide Fig. 8a). A função desses retenedores é evitar que o lodo flutuante bloqueie parte dos vertedores tornando a descarga uniforme impossível.

Um projeto alternativo de baixo custo para o dispositivo de coleta do efluente está representado na Fig. 8b. Nesse caso, não há calhas: o dispositivo de coleta do efluente se compõe de tubos perfurados de PVC que descarregam o efluente sub superficialmente em um canal do efluente, cujo nível é determinado por um vertedor no final do canal. Indiretamente, o nível do canal determina o nível d'água no reator. O canal do efluente pode ser limpo periodicamente mediante a retirada do vertedor que regula seu nível: o abaixamento súbito do nível de água no canal do efluente também fará com que haja uma grande vazão de efluente passando pelos tubos de descarga que assim também serão limpos. Depois da limpeza, o vertedor é recolocado no seu lugar.

Figura 8a - Calhas com vertedores triangulares para descarga do efluente na parte superior do reator UASB.

Figura 8b - Dispositivo de coleta do efluente sub superficialmente garantindo coleta uniforme.

(7) Dispositivos especiais: coleta do biogás e descarga de lodo

Coleta do biogás

A Fig. 9 mostra o princípio de um selo hidráulico em uma unidade instalada para uma produção de 10.000 m³/d de biogás. O dispositivo de coleta de gás deve remover o biogás produzido no reator e manter um nível constante na interface líquido-gás. Embora a produção de gás não seja grande no caso de tratamento de esgoto (muitas vezes menor que 200 L de biogás por m³ de esgoto), o diâmetro da tubulação de gás não pode ser muito pequeno, porque há partículas de sólidos (escuma) no gás que causariam entupimento. Se a interface líquido-gás estiver abaixo do nível de água no re-

ator, então o gás deve passar por um selo hidráulico, que determina a pressão do biogás acumulado. Um ponto de muita importância é que se deve diminuir a possibilidade de criar um vácuo parcial na câmara de gás. Esse vácuo pode se estabelecer como resultado de operação errônea, por exemplo, durante a remoção de lodo de excesso: se a vazão de descarga de lodo for maior que a vazão afluyente, então o nível de água no reator baixará e consequentemente a pressão nas câmaras de gás diminuirá. A fim de evitar danos ao separador de fases, é uma boa providência construir uma válvula quebra-vácuo. Em muitos casos, o dispositivo para amostragem e para descarga do lodo de excesso pode ser usado também como dispositivo para quebrar vácuo, como mostra a Fig. 10.

Figura 9 - Representação esquemática do selo hidráulico conectado ao separador.

Determinação do perfil de lodo e descarga de lodo de excesso

A qualidade do efluente melhora na medida em que a massa de lodo no reator aumenta. Entretanto, a capacidade de retenção de sólidos no UASB é limitada, e quando ela se esgota, qualquer quantidade de lodo produzido a mais no reator fatalmente leva a uma descarga equivalente de lodo junto com efluente. A presença desse lodo de excesso tende a causar um efluente de qualidade relativamente baixa: a presença de partículas de lodo resulta em altas concentrações de DBO, DQO e STS. Por essa razão, o lodo pode ser descarregado periodicamente quando a massa de lodo atinge um determinado valor pré-fixado. A massa máxima de lodo no reator UASB deve ser determinada experimentalmente, porque as características do lodo irão depender de vários fatores, como a composição do afluente, que por sua vez varia de uma localidade para outra.

(a)

(b)

Figura 10 - Estruturas para a obtenção de amostras de lodo e para descarga de lodo de excesso a várias profundidades.

(8) Verificação do projeto

Depois de terminar o dimensionamento do reator UASB, é interessante verificar se o projeto está em consonância com os critérios geralmente adotados. Há dois critérios independentes que são importantes: (1) a velocidade ascendente do líquido no reator UASB e (2) a fração do volume da zona de digestão. A velocidade ascendente tem um limite para evitar que o lodo seja arrasta-

Há dois métodos para descarga do lodo: (a) descarga direta do nível desejado de abstração para um leito de secagem ou outra unidade de tratamento de lodo (Fig. 10a) ou (b) bombeamento do lodo pelas aberturas do separador de fases (normalmente essas mesmas aberturas serão usadas também para amostragem do lodo, Fig. 10). É importante descarregar o lodo de baixa atividade e manter o lodo mais ativo no reator. No caso de tratamento de esgoto tipicamente se desenvolverá um lodo não granulado, composto de uma camada de lodo espesso e relativamente ativo no fundo do digestor e um lodo menos concentrado e de menor atividade nas camadas superiores. Um nível adequado para a descarga de lodo de excesso poderá ser o da parte superior do leito de lodo no reator, onde se acumulam os sólidos floculados com uma atividade biológica relativamente baixa.

do da zona de digestão, resultando em diminuição da capacidade de tratamento. A velocidade máxima comumente adotada é 1 m/h na zona de digestão, ainda que na realidade a velocidade determinante na retenção de lodo seja aquela no nível de descarga do efluente. A fração do volume do reator na zona de digestão é determinada pela estrutura do separador de fases, como mostrado anteriormente nas Tabelas 3 e 4.

3.2 Dimensionamento das lagoas de polimento.

Quando as lagoas de polimento são usadas para produção de água para reúso nas indústrias, elas têm três funções: redução da concentração de material orgânico, de patógenos e de nitrogênio. Remoção de fósforo também é necessária, mas ela pode se realizar convenientemente no processo de clarificação. O tempo de permanência para a remoção de nitrogênio é muito maior do que o tempo de remoção do material orgânico e dos coliformes termotolerantes. Nas condições de Campina Grande, o tempo de remoção de nitrogênio é 8 dias para uma temperatura de 25 °C e uma profundidade de 0,5 m. Para a temperatura mais elevada da água residuária em questão, o tempo de dessorção será mais curto. Sabe-se que a constante de dessorção de amônia pode ser expressa como:

$$k_{nt} = 0,2/H * 1,095^{(T-20)}$$

Com essa expressão calculam-se valores de 0,63 /d para a temperatura de 25 °C de Campina Grande e 1,09 /d para uma temperatura de 31 °C. Como a taxa de dessorção é proporcional à constante de dessorção, estima-se que o tempo de dessorção a 31 °C é $8 * 0,63 / 1,09 = 4,6$ d, sem levar em consideração que a taxa de fotossíntese também será maior a 31 °C. Como o pH aumentará mais rapidamente a 31 °C do que a 25°C, o tempo de dessorção será menor que 4,6 d. Por outro lado, ao se dividir as atuais lagoas de maturação em duas partes, cada uma terá um volume de $250.000 / 2 = 125.000$ m³ para uma profundidade de 1,5 m. O volume será menor para a profundidade ideal de 0,5 m para lagoas de polimento em regime de bateladas sequenciais: $0,5 * 125000 / 1,5 = 42.000$ m³. A capacidade de tratamento de uma lagoa de 42.000 m³ para um tempo de dessorção necessária de 4,6 d é $42.000 / 4,6 = 9.000$ m³/d. Portanto, nas 6 lagoas de 42.000 m³ que se formaram depois da divisão das três lagoas de maturação, a capacidade de tratamento será de $9.000 * 6 = 54000$ m³/d, bem

maior do que a capacidade necessária para a vazão de 45.000 m³/d. Assim, existe a possibilidade de aumentar o tempo da batelada assegurando o desempenho máximo. No caso o tempo de permanência máximo, seria: $54.000 / 45.000 * 4,6 = 5,5$ d.

Num trabalho anterior, Batista et al. (2021) estabeleceram que o decaimento dos coliformes termotolerantes é um processo de primeira ordem e que a constante de decaimento é dada por:

$$k_{bT} = (1,14/H) 1,07^{(T-20)} \quad (9)$$

Para a profundidade de 0,5 m e uma temperatura de 31 °C, calcula-se um valor de $k_b = 4,8$ /d. Assim, o tempo de permanência para uma remoção de 99,99 % das bactérias se calcula $T = (\ln(0,0001)) / 4,8 = 1,9$ d. Portanto, o tempo de permanência para remoção de 99,99 % das bactérias é muito mais curto do que o tempo necessário para remover nitrogênio.

Quanto ao tempo de permanência de material orgânico, tem-se que a DBO e a DQO passam por um mínimo de $DBO_{min} < 20$ mg/L e $DQO_{min} < 50$ mg/L em amostras brutas sem filtração, num tempo de permanência mais curto do que o tempo para remoção de nitrogênio. Depois de passar pelo mínimo, os valores da DBO e DQO aumentam devido à produção de algas. Todavia, essas algas serão removidas no processo de clarificação, de modo que se produz um efluente com teor de material orgânico muito baixo.

3.3 Dimensionamento da lagoa de transbordo

Nos cálculos acima, só se usou o volume das três lagoas de maturação para criar 6 lagoas de polimento, de modo que a atual lagoa facultativa fica disponível como lagoa de transbordo. Normalmente as funções principais de lagoas de transbordo são as de um tanque de equalização e de um decantador. O funcionamento da lagoa de transbordo como tanque de equalização permite que as lagoas de polimento operem em regime

de bateladas sequenciais, enquanto os reatores UASB recebem a vazão de esgoto e operam em regime de fluxo contínuo. O funcionamento de decantador permite que o lodo que escapa do reator UASB seja retornado para os reatores UASB, de modo que estes possam operar sempre com massa de lodo e, portanto, eficiências máximas.

Devido ao longo tempo de permanência nesta lagoa de transbordo, as algas vão se estabelecer e haverá oxigênio dissolvido. Outra fonte de oxigênio da lagoa de transbordo é a absorção de oxigênio atmosférico. Esse oxigênio poderá ser usado em parte para oxidar para enxofre o sulfeto que deverá se formar no reator UASB.

Pela estequiometria, a demanda de oxigênio para oxidar sulfeto para sulfato é de 0,5 gO₂/gS. Se há formação de cerca de 30 mgS/L ou 1350 kgS/d de sulfeto nos reatores UASB, a demanda de oxigênio será 1350/2 = 675 kgO₂/d.

Pode-se estimar a massa de oxigênio transferida na absorção de oxigênio atmosférico. Pela lei de Fick, a absorção pode ser expressa como:

$$r_{ab} = k_{ao}(\text{OD}_s - \text{OD}_l) \quad (11)$$

Em que:

r_{ab} = taxa de absorção (kg/m³/d)

k_{ao} = constante de absorção (/d)

OD_s = concentração de saturação de oxigênio (kg/m³)

OD_l = concentração de OD na fase líquida (kg/m³)

Em um artigo anterior desta série (Moraes et al., 2021), estabeleceu-se uma expressão empírica para a constante de absorção:

$$k_{ao} = (0,4/H)1,001^{(t-20)} \quad (12)$$

Em que:

H = profundidade da fase líquida

T = temperatura (°C)

Quando se opera a lagoa de transbordo com uma profundidade de 2 m a uma temperatura de 32 °C, $\text{OD}_s = 7,3$ mg/L a constante de absorção tem um valor de 0,2/d, e quando não há oxigênio dissolvido na lagoa a taxa de absorção será:

$$r_{ab} = k_{ao}(\text{OD}_s - \text{OD}_l) = 0,2 * 0,0073 = 1,5 * 10^{-4} \text{ kgO}_2/\text{m}^3/\text{d} \quad (13)$$

Portanto, na lagoa com volume de 400.000 m³, a massa absorvida por dia será:

$$M_o = 1,5 * 10^{-4} * 400.000 = 60 \text{ kgO}_2/\text{d} \quad (14)$$

Esse valor é insuficiente para oxidar o sulfeto, mas a fotossíntese poderá aumentar a disponibilidade de oxigênio. A massa de oxigênio fotossintética necessária é a diferença entre a demanda e a absorção: $M_f = 675 - 60 = 615 \text{ kgO}_2/\text{d}$. Portanto, a produção da fotossíntese é $615/400.000 = 0,0015 \text{ kgO}_2/\text{m}^3/\text{d}$ ou 1,5 mg/L/d. Esse valor é muito baixo e as algas devem produzir mais que isso.

3.4 Dimensionamento do leito de secagem.

Para a idade de lodo anaeróbia de 100 d, a produção de lodo volátil é a mínima possível e tem um valor de aproximadamente 0,075 gSVS/gDQO (Van Haandel e Van der Lubbe, 2019). Portanto, para a carga orgânica calculada de 39.600 kgDQO/d, a produção de lodo volátil será ~3.000 kgSVS/d ou ~4.500 kgSTS/d (fração volátil = 0,67). Esse lodo pode secar sem tratamento adicional. Num trabalho anterior (Santos e van Haandel, 2021), desenvolveu-se o conceito de produtividade de leito de secagem, que é a massa de sólidos que pode ser seca por unidade de área e por unidade de tempo. A produtividade depende principalmente da umidade residual que se deseja e da taxa de evaporação de água. Experimentalmente observou-se uma faixa de produtividade de 0,5 a 1 kgSTS/m²/d. Admitindo uma produtividade do leito de 0,75 kg/m²/d para uma umidade final de 50%, então a área de leitos necessários seria $4500/0,75 = 6000 \text{ m}^2$ ou

0,6 ha. Calcula-se então que a área dos leitos de secagem é aproximadamente duas vezes maior do que a área dos reatores UASB (2800 m^2 , mas somente uma fração da área da lagoa de transbordo e de polimento ($0,6/73 = 0,8 \%$). Se a área necessária não estiver disponível no terreno da ETE, em princípio há duas soluções: (1) em vez de leitos de secagem pode-se usar equipamento para desidratação mecânica como uma centrífuga ou filtro de esteira, deixando uma umidade residual de aproximadamente 80%, ou (2) o lodo a ser desidratado ainda é fluido e pode ser bombeado para um lugar onde a área esteja disponível para a construção de leitos. Para a destinação final do lodo após secagem há basicamente duas alternativas: aterro ou uso como adubo orgânico, após mistura com cal para eliminar patógenos ($\text{pH} > 12$).

3.5 Vazão e composição do biogás e potencial de geração de energia

Para a eficiência de digestão de 80% da carga orgânica de 39.600 kgDQO/d , a massa digerida é $0,8 \times 39.600 = 31.000 \text{ kg DQO}$ e a produção de metano é $31.000/4 = 7900 \text{ kgCH}_4$. Sabendo que um bom gerador pode produzir uma potência de $0,2 \text{ kW}$ para uma produção de $1 \text{ kgCH}_4/\text{d}$, a potência máxima é $9,2 \times 7900 = 1580 \text{ kW}$, mas levando em consideração que parte do metano ficará dissolvido e que haverá perdas de biogás, uma estimativa mais realista seria uma produção de 1000 kW ou 1 MW . A presença de sulfeto no biogás pode requerer um tratamento para sua remoção. Um estudo mais aprofundado deverá determinar se a produção de energia elétrica é economicamente viável.

3.6 Sistema de Clarificação

Se a água produzida visa ao reúso na indústria, a remoção dos sólidos em suspensão no

efluente das lagoas de polimento será necessária. Dois processos que são muito aplicados na prática são a clarificação e a flotação. Em ambos os casos usa-se um coagulante para formar flocos que então podem ser separados por gravidade da fase líquida, produzindo um efluente límpido, praticamente sem sólidos em suspensão. Os coagulantes mais usados (policloreto de alumínio e sulfato de alumínio) precipitam o fósforo muito eficientemente, deixando uma concentração residual de menos que $0,5 \text{ mgP/L}$. Portanto, não há necessidade de usar as lagoas de polimento para remoção de fosfato, e isso é uma grande vantagem porque a área necessária das lagoas de polimento para remover o fosfato é em torno do dobro da área para a remoção de nitrogênio.

A Fig. 11 mostra uma possibilidade de produzir a água industrial usando a clarificação junto com a digestão anaeróbia da suspensão de sólidos depois da sedimentação. Como a clarificação representa um custo total do tratamento considerável, é preciso saber a demanda de água industrial antes de dimensionar o sistema clarificação-digestão. A digestão anaeróbia é um processo para realizar essa estabilização e obter uma produção de biogás adicional. Essa digestão pode ser realizada nos reatores UASB, mas também é possível ter um digestor de lodo específico para essa finalidade. Estimando uma produção de sólidos voláteis de 100 mgSVS/L ou 150 mgDQO/L e que a digestibilidade do material orgânico seja 30% , a digestão anaeróbia transforma $0,3 \times 150 = 45 \text{ mgDQO/L}$ e, portanto, produz $45/4 = 11 \text{ mg/L}$ de metano. Se toda a vazão de $45.000 \text{ m}^3/\text{d}$ é clarificada e digerida, a produção de metano é $11 \times 45.000 = 500.000 \text{ gCH}_4/\text{d}$ ou $500 \text{ kgCH}_4/\text{d}$, suficiente para uma potência de $0,2 \times 500 = 100 \text{ kW}$

Figura 11 - Fluxograma da fábrica de água, aplicando clarificação do efluente das lagoas de polimento.

Para reduzir a vazão da suspensão de algas pode-se aplicar adensamento. Na Fig. 11 se exemplifica o processo de clarificação para uma vazão de $1 \text{ m}^3/\text{d}$. Testes no laboratório indicam que se pode esperar a geração de 200 mg/L de sólidos sedimentáveis nos processos de coagulação, floculação e sedimentação, obtendo-se uma suspensão de 50 mL/L com uma concentração de 4 g/L , que podem ser adensados para uma suspensão com volume de 5 mL/L e uma concentração de 40 g/L , porque a suspensão terá boa sedimentabilidade. Se for usado um digestor de lodo para digerir essa suspensão, o tempo de permanência será menor do que 15 d a 31°C (Van Haandel e Marais, 1999: $\text{TDH}_{\text{di}} = 20 \cdot 1,07^{(20-T)} + 5$) e o volu-

me seria, portanto, $5 \cdot 15 = 75 \text{ mL/L}$ ou $0,075 \text{ L/L}$. Para a vazão de $45.000 \text{ m}^3/\text{d}$, precisar-se-ia de $0,075 \cdot 45.000 = 3.500 \text{ m}^3$, aproximadamente.

3.7 Resumo das dimensões das unidades de tratamento

Na Tabela 5 resumem-se as dimensões das unidades de tratamento do sistema transformado bem como o número de reatores. Chama a atenção que as unidades de clarificação são grandes e, portanto, representam um custo de construção elevado. Todavia, esse custo é necessário quando se prevê se o reúso da água na indústria.

Tabela 5 - Dimensões das unidades de tratamento depois da transformação do sistema de lagoas de estabilização de Tabela 2 para um sistema UASB-LPBS com lagoa de transbordo intermediário.

Unidade	Número	Volume total (m^3)	Altura (m)	Comprimento (m)	Largura (m)
UASB	6	12.600	4,5	21,6	21,6
Lagoa de transbordo	1	400.000	2	1055	190
Lagoa de polimento	6	42.000	0,5	1055	158
Leitos de secagem	20	9000	1,5	25	12
Clarificação	1				
Floculação	2	950	4	Diâmetro = 6,2	
Sedimentação	2	4500	4	Diâmetro = 13,5	
Adensamento	2	560	4	Diâmetro = 4,7	
Digestor	2	3500	4	Diâmetro = 10,5	
Gerador de energia	1				

4 DISCUSSÃO

A viabilidade de produzir água para indústrias depende principalmente do equilíbrio entre a quantidade de água disponível e a demanda pelas indústrias. Em muitos casos, esse equilíbrio não existe, não somente na zona semiárida, mas também em regiões onde a demanda de água para indústrias excede a disponibilidade, apesar de haver amplos recursos hídricos, como em São Paulo, onde se produz água a partir do esgoto municipal para uma refinaria da Petrobrás. Em regiões com poucos recursos hídricos, a produção de água de boa qualidade pode resolver o problema crônico de falta de água que pode ser o fator determinante na falta de desenvolvimento industrial.

Se a falta de recursos hídricos existe, então a implementação de um sistema de reúso industrial depende da viabilidade técnica e econômica. Quanto à viabilidade técnica, há vários sistemas de tratamento que podem produzir uma alta qualidade de água para reúso, a começar pelo sistema de lodo ativado, mas o custo de tais sistemas pode se tornar impeditivo. A proposta discutida neste trabalho tem um custo reduzido, principalmente se já existe uma infraestrutura básica na forma de um sistema convencional de lagoas de estabilização que pode ser aproveitado para um sistema que combine o reator UASB com lagoas de polimento operado em regime de batelada.

Em muitos casos, a água a ser tratada é uma mistura de esgoto municipal e efluente industrial. Se o esgoto municipal predominar na mistura, não haverá problema na obtenção de uma água de boa qualidade a partir do sistema UASB-LPBS na região tropical, onde a fotossíntese intensa irá consumir o dióxido de carbono e o pH vai aumentar, causando a remoção de nitrogênio e fósforo. Todavia, em água residuária com uma fração considerável de contribuição de efluentes industriais, a composição da mistura pode dificultar a

obtenção de água de boa qualidade. A seguir se apresentam alguns aspectos de águas residuárias que podem dificultar a eficiência do sistema UASB-LPBS.

(1) Presença de material tóxico para os micro-organismos metanogênicos. Material tóxico pode reduzir a eficiência da digestão anaeróbia no reator UASB, o que pode levar a uma sobrecarga de material orgânico nas lagoas de polimento subsequentes, o que por sua vez pode inviabilizar o aumento do pH e a remoção de nutrientes.

(2) Concentração elevada de sulfato no afluente. Essa situação aparece em várias indústrias, notadamente nas indústrias têxteis, petroquímicas e curtimento. As bactérias redutoras de sulfato tendem a predominar sobre o consórcio metanogênico, o que resulta na oxidação de material orgânico pelo sulfato, gerando nos processos sulfeto e reduzindo a produção de metano. Estequiometricamente há uma redução de produção de 2 mg de metano por mg de S de sulfato reduzido para sulfeto. Para uma razão desfavorável de $S-SO_4/DQO$, pode ser inviável a produção de metano. Além do mais, a produção abundante de sulfeto causa sérios problemas operacionais, além de custos elevados para sua remoção.

(3) Concentração elevada de NTK no afluente. A dessorção de amônia em lagoas de polimento a um pH elevado causa uma redução da alcalinidade e um aumento da acidez, resultando numa diminuição do pH. Essa diminuição é contrabalançada por um aumento do pH pela fotossíntese, mas nesse processo as algas consomem CO_2 . Quando o CO_2 acaba na fase líquida e a amônia ainda está presente, fatalmente o pH vai diminuir e pode inviabilizar não somente a remoção de nitrogênio, mas o próprio processo da digestão anaeróbia. Portanto, para uma boa estabilidade operacional, a concentração de NTK (em meq/L) de N não deve ser superior à alcalinidade (em meq/L).

(4) Temperatura baixa. Se a temperatura da água residuária a ser tratada for baixa, tanto o processo de digestão anaeróbia como o da dessorção será baixo e possivelmente não vai haver dessorção eficiente de amônia.

Há vários aspectos de um projeto de produção de água para indústrias a partir de esgoto que merecem uma pesquisa mais detalhada. Esses aspectos se relacionam com as características da água residuária a ser tratada.

(1) Reator UASB. Como pode-se tratar de uma água residuária mista de esgoto doméstico e água residuária industrial, convém realizar uma investigação em escala piloto para estabelecer a eficiência de digestão anaeróbia no reator UASB e da redução de sulfato no reator UASB. Nessa investigação também seriam determinados o tempo para a dessorção de nitrogênio, a vazão e composição do biogás e a produção e composição do lodo produzido

(2) Lagoa de transbordo. É importante que na lagoa de transbordo o produto da oxidação de sulfeto seja enxofre e não sulfato. Para tanto, a lagoa de transbordo deve operar com uma concentração baixa de OD. Janssen et al (1999) estabeleceram que na realidade é o potencial redox que determina a oxidação de sulfeto para enxofre ou para sulfato.

(3) Lagoas de polimento. Vários pesquisadores estabeleceram que a produção de algas e, portanto, o aumento do pH na lagoas de polimento, acelera quando se aumenta a concentração de carbono inorgânico (bicarbonato). Assim, é interessante que se estabeleça o efeito de carbonatação do efluente do reator UASB ou da lagoa de transbordo mediante dissolução de CO_2 do biogás depois da combustão sobre o tempo de permanência necessária para remover nitrogênio na lagoa de polimento subsequente. A dissolução de CO_2 pode ser usada também para aumentar a produção de algas e o potencial de geração de energia aumenta substancialmente.

(4) Clarificação. Na clarificação são importantes o consumo de coagulante (PAC) e a sedimentabilidade da suspensão de algas formada. Outro aspecto importante é verificar se a suspensão pode ser digerida no reator UASB (co-digestão) ou se convém ter um digestor de lodo dedicado.

5 CONCLUSÕES

(1) O efluente de lagoas de estabilização convencionais contém nutrientes e sólidos em suspensão, portanto, não pode ser utilizado para reúso na maioria das indústrias. A transformação da Lagoa de estabilização num sistema UASB-LPBS abre a possibilidade de reúso na indústria.

(2) É viável a produção de água de reúso de alta qualidade pelo sistema UASB-LPBS com teores baixíssimos de sólidos suspensos, material orgânico, nutrientes e patógenos, que pode ser aperfeiçoado por processos de ultrafiltração e osmose inversa para servir de água de abastecimento.

(3) O reúso de efluente tratado de esgoto para aplicações na indústria abre a possibilidade de desenvolvimento industrial em cidades onde a falta de recursos hídricos é crônica, como é o caso em grande parte do interior do Nordeste brasileiro.

(4) Existe a possibilidade de remover o sulfato na água residuária pelos processos sequenciais de redução de sulfato para sulfeto em ambiente anaeróbio e de oxidação de sulfeto para enxofre na lagoa de transbordo.

(5) A remoção de fósforo por aumento do pH em lagoas de polimento é factível, mas é preferível usar processos físico-químicos como clarificação ou flotação para esse fim, removendo-se ao mesmo tempo os sólidos em suspensão.

6 AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) pelo incentivo financeiro às pesquisas.

7 CONTRIBUIÇÃO DOS AUTORES

Todos os autores contribuíram de forma igualitária.

8 REFERÊNCIAS

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 12.209**: Elaboração de projetos hidráulico-sanitários de estações de tratamento de esgotos sanitários. Rio de Janeiro, 2011. 53p.

BATISTA, M. M.; LAMBAIS, G. R.; SANTOS, S. L.; VAN HAANDEL, A. Decaimento bacteriano em lagoas de polimento tratando efluente de reator UASB. **Revista DAE: Edição especial**, São Paulo, n. 229, março 2021.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios: Princípio do tratamento biológico de águas residuárias**. v. 5, 2ª edição, Belo Horizonte: Ed. UFMG, 2007. 380 p.

JANSSEN, A. J. H.; LETTINGA, G.; Removal of hydrogen sulphide from wastewater and waste gases by biological conversion to elemental sulphur: Colloidal and interfacial aspects of biologically produced sulphur particles. **Colloids and Surfaces A: Physico-chemical and Engineering Aspects**. 151, 1–2, 389-397, 1999.

MORAIS C. E. P.; SANTOS S.L.; VAN HAANDEL A. Determinação de constantes de transferência de compostos voláteis em lagoas de tratamento de esgoto. **Revista DAE: Edição especial**, São Paulo, n. 229, março 2021.

SANTOS, S. L.; CHAVES, R. M. S.; VAN HAANDEL, A. Influence of temperature on the performance of anaerobic treatment systems of municipal wastewater. **WATER S.A**, v. 44, p. 211-222, 2018.

VAN HAANDEL, A.; SANTOS, S. L. Transformação de lagoas de estabilização: reengenharia de um sistema obsoleto de tratamento de águas residuárias. **Revista DAE: Edição especial**, São Paulo, n. 229, março 2021.

VAN HAANDEL, A.C.; VAN DER LUBBE, J. **Anaerobic sewage digestion: Theory and applications**. International Water Association Londres RU, 2019.