

# Influência da temperatura sobre o desempenho do tratamento anaeróbico de esgoto

## *Influence of the temperature on the performance of the anaerobic treatment of sewage*

- ▶ **Data de entrada:**  
13/09/2017
- ▶ **Data de aprovação:**  
30/01/2018

Silvânia Lucas dos Santos\*/ Adrianus van Haandel

DOI: 10.4322/dae.2019.015

### Resumo

O objetivo deste trabalho foi desenvolver uma relação entre a eficiência da digestão anaeróbia e as duas variáveis operacionais mais importantes: temperatura e idade de lodo, gerando uma expressão empírica para estimar a eficiência da digestão para qualquer temperatura e idade de lodo. Para avaliar a influência da temperatura sobre a digestão anaeróbia, foram utilizados 4 reatores UASB com volume de 25 L cada, aplicando-se temperaturas de 25, 20, 15 e 12°C. Diferentes valores do tempo de detenção hidráulica aplicado resultaram em diferentes idades de lodo nos reatores. Os resultados obtidos mostraram que o reator atinge o seu desempenho máximo a uma idade de lodo de 100 d aproximadamente, para todas as temperaturas. Usando os dados experimentais obtidos, foi possível desenvolver equações empíricas, que permitem calcular a divisão da DQO do afluente nas frações descarregadas no efluente, convertidas em lodo e transformadas em biogás.

**Palavras-chave:** Reator UASB. Desempenho. Temperatura. Idade de lodo.

### Abstract

*The objective of this work was to develop a relation between the efficiency of anaerobic digestion and the two most important operational variables: temperature and sludge age, generating an empirical expression to estimate the digestion efficiency at any temperature and sludge age. To evaluate the influence of temperature on anaerobic digestion, four UASB reactors with a volume of 25 L each were used, applying temperatures of 25, 20, 15 and 12°C. Different values of the applied hydraulic retention time led to different sludge ages in the reactors. The results showed that the reactor reaches its maximum performance at a sludge age of 100 d for any temperature. By using the obtained experimental data, it was possible to develop empirical equations which allow estimation of the division of the influent COD load into fractions discharged in the effluent, converted into sludge and transformed into biogas.*

**Keywords:** UASB reactor. Performance. Temperature. Sludge age.

**Silvânia Lucas dos Santos** – Doutora em Engenharia Ambiental. Professora da Universidade Federal do Rio Grande do Norte (UFRN).

**Adrianus van Haandel** – PhD em Engenharia Civil na University of Cape Town - África do Sul. Professor da Universidade Federal de Campina Grande – UFCG.

\***Endereço para correspondência:** Departamento de Engenharia civil, Centro de Tecnologia, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Av. Salgado Filho, 3000, CEP: 59078-970, Natal, RN.

## 1 INTRODUÇÃO

Nos digestores anaeróbios, o material orgânico afluente é dividido em três frações que podem ser determinadas de forma independente: (1) a fração orgânica presente no efluente; (2) a fração orgânica convertida em lodo por processos anabólicos e físico-químicos; e (3) a fração orgânica convertida em metano por meio do processo de catabolismo fermentativo. A diminuição da temperatura afeta o desempenho de todos os processos biológicos e, por conseguinte, influi sobre o valor de cada fração de material orgânico no reator, uma vez que as frações presentes no efluente e as frações que são convertidas em lodo irão aumentar em detrimento da baixa fração digerida. Com a diminuição da eficiência da digestão anaeróbia, haverá conseqüente redução da produção de biogás, portanto haverá pouca mistura no reator, já que há menos bolhas de gás. Dessa forma, a diminuição da temperatura pode provocar um efeito adverso sobre a intensidade do contato entre o substrato e o lodo biológico, um dos pré-requisitos para um tratamento eficiente (LETTINGA et al., 1993).

Quando a temperatura do esgoto é baixa, a taxa de hidrólise diminui, havendo, portanto, aumento da massa do material biodegradável particulado que se tornará parte do lodo. Assim, ocorrerá um aumento na produção de lodo e, uma vez que a capacidade de retenção desse material no reator é fixa, a idade de lodo irá diminuir. A idade de lodo de um sistema é longa quando a massa de lodo retida no reator é alta ou quando a taxa de produção de lodo é baixa. A retenção máxima do lodo em um reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) depende basicamente do volume do reator, da eficiência do separador de fases e da sedimentabilidade do lodo. A redução da idade de lodo com a diminuição da temperatura tem sido relatada por muitos pesquisadores e pode ser considerada um

fator preponderante para o bom desempenho do processo (CHONG et al., 2012; LEW et al., 2011; VAN LIER et al., 2008; HALALSHEH, 2005).

A temperatura também afeta a produção de biogás, pois a baixas temperaturas a solubilidade do metano na água aumenta. No esgoto, a baixas temperaturas, a fração dissolvida pode representar até 50% da quantidade produzida total (CHERNICHARO et al., 2015). Essa fração dissolvida no efluente é indesejável porque reduz a produção de biogás, e assim o metano dissolvido vai acabar na atmosfera, contribuindo para a liberação de gases do efeito estufa. Desse modo, a diminuição da temperatura ocasiona vários efeitos indesejáveis: (1) deterioração da qualidade do efluente; (2) diminuição da produção de biogás; (3) diminuição da intensidade de mistura com o aumento da produção de lodo; (4) diminuição da idade do lodo; e (5) aumento da fração de metano produzido que permanece dissolvido no efluente.

A temperatura em um sistema de tratamento de esgoto geralmente é conhecida, mas não se sabe a priori a idade de lodo máxima, que só pode ser determinada quando o reator já está em operação. Diante do exposto, o objetivo do trabalho foi desenvolver uma relação entre a eficiência da digestão anaeróbia e as variáveis operacionais: temperatura e idade de lodo, gerando uma expressão empírica que permita estimar a eficiência da digestão anaeróbia e a idade de lodo para qualquer temperatura, quando esta é aplicada no tratamento de esgoto doméstico. É importante salientar que essa expressão é fruto da interpretação dos dados gerados na investigação experimental, e como tal a sua aplicabilidade é limitada a esgotos que tenham uma composição semelhante à usada na investigação, principalmente no que concerne às frações não-biodegradáveis solúvel e particulada.

## 2 METODOLOGIA

### 2.1 Sistema experimental

O sistema experimental compreendia o monitoramento de quatro reatores UASB operados a diferentes temperaturas: 25, 20, 15 e 12°C, sendo denominados R25, R20, R15 e R12, respectivamente, e alimentados com esgoto bruto da cidade de Campina Grande, na Paraíba. Os reatores tinham um volume útil de 25 L, altura de 1,35 m e diâmetro interno de 0,15 m. Os reatores UASB foram confeccionados em tubos de PVC, com registros de esfera, também em PVC, espaçados a cada 0,20 cm, ao longo da zona

de digestão. O separador de fases convencional do reator foi substituído por dois separadores bifásicos (gás/sólidos e líquido/sólidos). Optou-se por essa configuração pois esse modelo vem apresentando excelentes resultados na eficiência da digestão de material orgânico, se comparado aos modelos convencionais operados nas mesmas condições, o que, segundo Coelho e colaboradores (2003), acontece porque o separador bifásico tem uma eficiência superior na retenção do lodo. Na Figura 1 são mostradas a foto e a representação esquemática dos reatores utilizados na pesquisa.



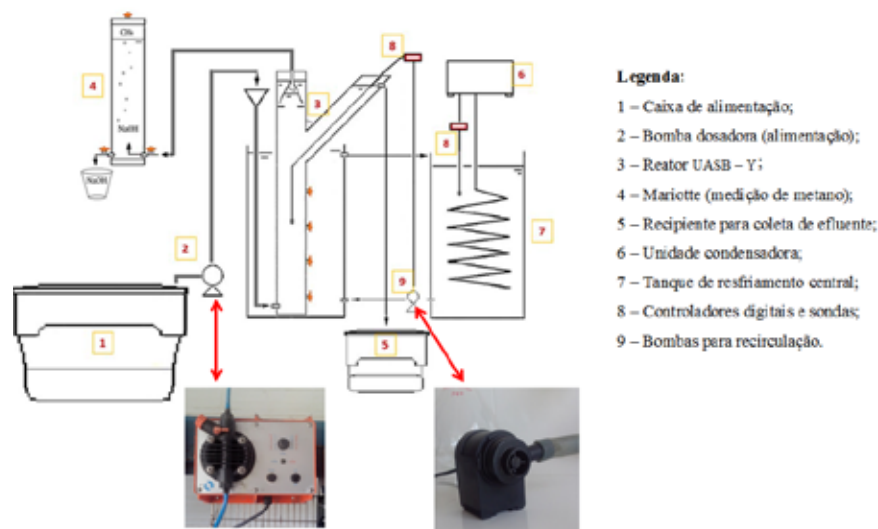
Figura 1 - Foto e representação esquemática dos reatores utilizados no experimento.

### 2.2 Sistema de resfriamento dos reatores

Para manter as temperaturas na faixa de 12, 15 e 20°C, foi instalado um sistema de refrigeração constituído por uma unidade condensadora de ½ HP (220V. 60HZ. R.22-ELGIN) conectada a uma serpentina de cobre mergulhada na água em um tanque central de 100 L. A temperatura no tanque central era mantida em aproximadamente 7°C. Os reatores R20, R15 e R12 foram imersos em água mantida em tanques cilíndricos de 70 litros cada. As temperaturas desejadas foram obtidas e mantidas mediante resfriamento da água desses tanques, por meio da recirculação da água gelada (7°C) da unidade central de resfriamento.

Para controlar a temperatura de cada reator, foi utilizado um sensor de temperatura, alocado no

interior do reator e um controlador digital para acionar uma bomba submersível (220V. 60HZ -JAD), transferindo água do tanque central de resfriamento para os tanques onde os reatores estavam imersos. Assim, sempre que a temperatura no reator ficava acima da temperatura de referência (12, 15 ou 20°C), a bomba era acionada automaticamente pelo controlador e a água do tanque era resfriada até ser obtida a temperatura desejada no interior dos reatores. Vale ressaltar que todos os tanques foram cobertos com placas de isopor e envolvidos por uma manta térmica para minimizar a troca de calor com o meio externo. Na Figura 2 é apresentado o esquema de uma unidade experimental com detalhes da unidade de resfriamento, utilizada nesta pesquisa.



**Figura 2** - Representação esquemática da unidade experimental e do sistema de refrigeração utilizados na pesquisa.

### 2.3 Condições operacionais

Os reatores foram inoculados com lodo proveniente de unidades anaeróbias (lagoas anaeróbias) de tratamento de esgotos. Após receber o inóculo, o sistema foi operado até ser estabelecido o estado estacionário. Posteriormente iniciaram-se as fases experimentais, que foram caracterizadas pela variação do Tempo de Detenção Hidráulica (TDH). Nos reatores R25 e R20 foram aplicados os TDH de 6, 4, 3 e 2,4 horas, enquanto nos reatores R15 e R12 foram aplicados os TDH de 12, 8, 6 e 4 horas. A temperatura de operação em cada reator foi reduzida 1°C por dia até atingir as temperaturas desejadas de 20, 15 e 12°C.

Durante a investigação experimental não houve a descarga intencional de lodo, de modo que, ao atingir o limite máximo da massa de lodo, a produção excedente foi naturalmente descarregada com o efluente. Dessa forma, a taxa de produção de lodo nos reatores foi igualada à taxa de expulsão de lodo. Logo, utilizou-se a massa de lodo descarregada no efluente para estimar a produção deste.

Foram realizadas 17 coletas pontuais para o esgoto bruto e para o efluente final num período de

390 dias. O comportamento dos sistemas foi avaliado a partir do monitoramento dos parâmetros DQO (bruta e decantada), alcalinidade, pH, Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Suspensos Voláteis (SSV), para o afluente e para o efluente. A vazão era monitorada diariamente pela medição do efluente acumulado em 24 horas.

A fim de caracterizar o lodo no interior dos reatores, seu conteúdo era descarregado quinzenalmente, de modo a possibilitar a coleta de uma amostra completamente misturada. Essa amostra era então utilizada para a determinação da massa de lodo nos reatores e para a análise da sedimentabilidade e da Atividade Metanogênica Específica (AME). Esses parâmetros também foram avaliados para as amostras do lodo expulso dos reatores.

### 2.4 Determinação das frações de DQO e da idade de lodo

A fração de DQO experimental solúvel no efluente foi estimada a partir da razão entre a DQO média presente no efluente e no afluente, conforme Equação (1). De modo análogo, calcula-se a fração experimental de DQO convertida

em lodo, pela diferença entre a DQO do efluente bruto e do efluente decantado dividida pela DQO afluente, Equação (2).

$$f'_s = S_{se} / S_{ta} \quad (1)$$

$$f'_x = (S_{re} - S_{se}) / S_{ta} \quad (2)$$

em que:

$f'_s$  = Fração de DQO solúvel no efluente (valores experimentais)

$f'_x$  = Fração de DQO convertida em biomassa (valores experimentais)

$S_{re}$  = Concentração de DQO no efluente bruto

$S_{se}$  = Concentração de DQO no efluente decantado

$S_{ta}$  = Concentração de DQO no esgoto bruto

A idade de lodo nos reatores foi calculada utilizando-se os dados de DQO obtidos para cada tempo de detenção hidráulica aplicados, em dois passos sequenciais:

I - A concentração de sólidos voláteis foi calculada a partir da constante introduzida por Marais e Ekama (1976):

$$X_{ve} = (S_{re} - S_{se}) / f_{cv} \quad (3)$$

em que:

$X_{ve}$  = Concentração de sólidos voláteis no efluente bruto

$f_{cv}$  = Relação DQO/ sólidos suspensos voláteis do lodo = 1,5 mgDQO/mgSSV

Em seguida, a massa de lodo volátil no efluente foi calculada como o produto da concentração do lodo volátil do efluente e a vazão:

$$MX_{ve} = Q_a * X_{ve} \quad (4)$$

em que:

$MX_{ve}$  = Massa de lodo expulsa diariamente

$Q_a$  = Vazão afluente

II – Assim, a idade de lodo foi calculada como a razão entre a massa de lodo volátil no reator e a massa de lodo descarregada no efluente diariamente (ambas determinadas experimentalmente):

$$R_s = MX_v / MX_{ve} = X_v * V_r / Q_a * X_{ve} \quad (5)$$

em que:

$X_v$  = Concentração média de sólidos voláteis no reator

### 3 RESULTADOS E DISCUSSÃO

#### 3.1 Eficiência dos reatores UASB

Na Tabela 1 são apresentados os valores médios de DQO obtidos para o efluente bruto e o efluente decantado nos quatro reatores nas diferentes fases em que estes foram operados (distintos TDH).

**Tabela 1** - Valores médios, mínimos, máximos, desvio padrão e eficiências de remoção de DQO obtida para os reatores R25, R20, R15 e R12 para o TDH de 8, 6, 4 e 3 h.

	DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	S <sup>to</sup>	R25		R20		R15		R12	
			S <sub>re</sub>	S <sub>se</sub>	S <sub>re</sub>	S <sub>se</sub>	S <sub>re</sub>	S <sub>se</sub>	S <sub>re</sub>	S <sub>se</sub>
TDH 8	N	17	-		-		16	17	15	17
	Média	<b>698</b>					<b>248</b>	<b>207</b>	<b>297</b>	<b>242</b>
	Mínimo	504					139	62	179	135
	Máximo	926					352	326	408	312
	DP	124					69	70	66	55
	Eficiência (%)	-					65	70	56	65
TDH 6	N	17	15	15	15	15	16	17	17	17
	Média	<b>672</b>	<b>198</b>	<b>150</b>	<b>263</b>	<b>193</b>	<b>281</b>	<b>231</b>	<b>357</b>	<b>254</b>
	Mínimo	530	134	84	135	95	146	93	228	160
	Máximo	883	310	224	489	268	420	368	552	405
	DP	108	54	39	92	56	74	69	85	74
	Eficiência (%)	-	<b>71</b>	<b>78,5</b>	<b>62</b>	<b>72</b>	<b>58</b>	<b>66</b>	<b>47</b>	<b>62</b>
TDH 4	N	15	15	15	15	15	15	15	15	15
	Média	<b>750</b>	<b>238</b>	<b>148</b>	<b>266</b>	<b>196</b>	<b>548</b>	<b>363</b>	<b>586</b>	<b>383</b>
	Mínimo	481	73	33	139	149	811	567	811	662
	Máximo	895	465	256	496	295	247	170	367	107
	DP	117	96	53	101	42	157	144	129	157
	Eficiência (%)	-	<b>64</b>	<b>77</b>	<b>60</b>	<b>70</b>	<b>27</b>	<b>52</b>	<b>22</b>	<b>49</b>
TDH 3	N	15	15	15	15	15	-		-	
	Média	<b>776</b>	<b>432</b>	<b>232</b>	<b>487</b>	<b>280</b>				
	Mínimo	172	754	110	219	87				
	Máximo	1099	247	355	717	443				
	DP	561	132	59	145	103				
	Eficiência (%)	-	<b>44</b>	<b>70</b>	<b>37</b>	<b>64</b>				

Legenda: S<sub>to</sub> = DQO no afluente (mg.L<sup>-1</sup>); S<sub>re</sub> = DQO no efluente bruto (mg.L<sup>-1</sup>); S<sub>se</sub> = DQO no efluente decantado (mg.L<sup>-1</sup>); DP = Desvio Padrão.

Na Tabela 2 são apresentados os valores da idade de lodo e das frações experimentais de DQO obtidas para os reatores R25, R20, R15 e R12, em função do tempo de detenção hidráulica. Também são apresentados os valores da massa de lodo total e volátil, obtidos experimentalmente quando era feita a descarga de lodo dos reatores, quinzenalmente.

**Tabela 2** - Frações experimentais de DQO solúvel no efluente e DQO convertida em biomassa, idade de lodo, massa de lodo total e volátil para os diferentes TDH aplicados.

TDH	Parâmetro	T = 25° C	T = 20° C	T = 15° C	T = 12° C
8 h	f <sub>s</sub>	-	-	0,30	0,35
	f <sub>x</sub>			<b>0,10</b>	<b>0,08</b>
	X <sub>t</sub>			24,5	26,2
	X <sub>v</sub>			15,8	16,7
	R <sub>s</sub>			192	154
6 h	f <sub>s</sub>	<b>0,22</b>	<b>0,28</b>	<b>0,34</b>	<b>0,38</b>
	f <sub>x</sub>	0,07	0,10	0,08	0,15
	X <sub>t</sub>	<b>29,6</b>	<b>30,1</b>	<b>27,1</b>	<b>26</b>
	X <sub>v</sub>	18,7	19,4	17,6	16,4
	R <sub>s</sub>	146	104	131	60
4 h	f <sub>s</sub>	0,22	0,29	0,48	0,51
	f <sub>x</sub>	<b>0,13</b>	<b>0,10</b>	<b>0,25</b>	<b>0,27</b>
	X <sub>t</sub>	29,1	19,6	23	25,1
	X <sub>v</sub>	<b>18,7</b>	<b>12,4</b>	17,9	18,8
	R <sub>s</sub>	52	45	24	23
3 h	f <sub>s</sub>	0,31	0,37	-	-
	f <sub>x</sub>	0,27	0,28		
	X <sub>t</sub>	<b>25,3</b>	<b>25</b>		
	X <sub>v</sub>	<b>17</b>	<b>14,8</b>		
	R <sub>s</sub>	<b>16</b>	<b>13</b>		

Legenda: f<sub>s</sub> - frações de DQO solúvel no efluente; f<sub>x</sub> - frações de DQO convertida em biomassa; X<sub>t</sub> - massa de lodo total; X<sub>v</sub> - Massa de lodo volátil; R<sub>s</sub> - Idade de lodo.

Em um trabalho anterior, Santos et al. (2016) estabeleceram uma relação entre as frações de DQO solúvel e particulada no efluente (frações simuladas) com a idade de lodo e para a temperatura fixa de 25°C, tendo sido formuladas as equações descritas a seguir:

$$f_s = 0,14 + 0,25 * \exp [-0,04 (R_s - 6)] \quad (6)$$

$$f_x = 0,12 + 0,20 * \exp [-0,04 (R_s - 6)] \quad (7)$$

### 3.2 Determinação das frações de DQO (Teóricas)

No presente estudo, os dados experimentais apresentados na Tabela 2 foram usados com o objetivo de estender a relação empírica apresentada por Santos et al. (2016), incluindo também as diferentes temperaturas. Para tanto, o seguinte procedimento de cálculo foi adotado:

#### 3.2.1 Determinação das frações não-biodegradáveis

Os resultados experimentais indicam que as frações de DQO solúvel e particulada no efluente bruto tendem a valores constantes para idades de lodo longas, porém há um aumento dessas frações com a diminuição da temperatura. Considerando inicialmente a fração solúvel e utilizando-se a expressão de Arrhenius, tem-se: (1) o aumento da fração de DQO solúvel no efluente com a diminuição da temperatura; e (2) a fração não biodegradável é mínima à temperatura mesófila ótima de 35°C.

$$f_{ust} = f_{us} 351,037^{(35-T)} = 0,15 * 1,037^{(35-T)} \quad (8)$$

em que:

$f_{ust}$  = Fração solúvel não-biodegradável no efluente para diferentes temperaturas

$f_{us}$  = Fração solúvel não-biodegradável no efluente

Deve ser enfatizado que os valores da fração não-biodegradável em ambiente anaeróbio são maiores que aqueles em sistemas aeróbios, onde os valores de  $f_{ust}$  iguais a 0,10 têm sido relatados, independentemente da temperatura. Possivelmente tal fato possa ser atribuído a particularidades da rede de esgoto na região de coleta: devido a entupimentos, o esgoto escoar lentamente, e parte do material orgânico biodegradável pode ser digerido, particularmente a fração solúvel, havendo o aumento da fração não-biodegradável. Dessa forma, pode-se considerar que o aumento da fração particulada não-biodegradável depende em parte da configuração da rede coletora.

Os dados experimentais expressos nos gráficos das Figuras 2 (a, b, c e d) foram utilizados para derivar a seguinte expressão, que estima a fração da matéria orgânica particulada e não-biodegradável:

$$f_{upt} = f_{up} 351,015^{(35-T)} = 0,07 * 1,015^{(35-T)} \quad (9)$$

em que:

$f_{upt}$  = Fração particulada e não-biodegradável para diferentes temperaturas

$f_{up}$  = Fração particulada e não-biodegradável

No entanto, essa fração abrange não só o material inerte particulado no afluente, mas também a massa de microrganismos, resultante do metabolismo microbiano.

#### 3.2.2 Fração solúvel total e biodegradável no efluente decantado

A fração solúvel biodegradável no efluente é determinada pela diferença entre a fração solúvel no efluente  $f'_s$  (Equação 1) e a fração solúvel não-biodegradável no efluente,  $f_{ust}$  (Equação 8):

$$f_{bst} = f'_s - f_{ust} \quad (10)$$

em que:

$f_{bst}$  = Fração solúvel biodegradável no efluente

Estendendo o trabalho desenvolvido por Santos et al. (2016) para incluir a temperatura como variável, uma expressão empírica foi desenvolvida pelo método da tentativa e do erro; essa equação mostrou boa correlação entre os valores experimentais e simulados para as frações de DQO solúvel total e biodegradável:

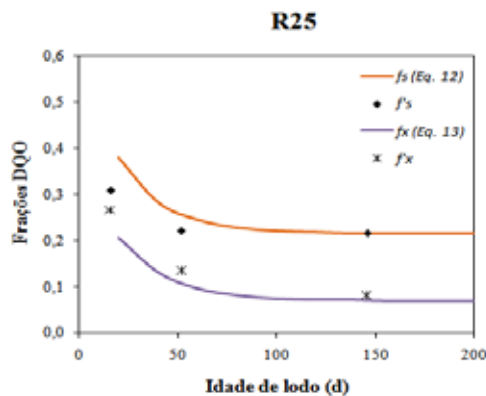
$$f_{bst} = 0,20(1,011)^{(T-35)}Exp(-0,04(R_s - 3,8 * 1,06^{(35-T)})) \quad (11)$$

$$f_s = f_{ust} + f_{bst} = f_{us} 351,037^{(35-T)} + 0,20(1,011)^{(T-35)}Exp(-0,04(R_s - 3,8 * 1,06^{(35-T)})) \quad (12)$$

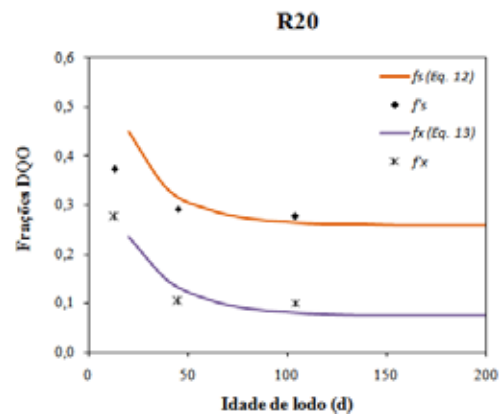
Na Equação (11), o termo  $3,8 * 1,06^{(35-T)}$  representa a idade de lodo mínima para que a digestão anaeróbia seja viável a diferentes temperaturas. Para uma idade de lodo maior que o valor mínimo, a Equação (11) mostra a fração de DQO do afluente que está presente no efluente como

DQO biodegradável. O aumento dessa fração com a diminuição da idade de lodo indica que os processos biológicos tornam-se progressivamente menos capazes de transformar os substratos biodegradáveis solúveis em metano. No entanto, as medições dos Ácidos Graxos Voláteis (AGVs) no efluente mostraram que sua concentração não aumentou consideravelmente para as idades de lodo curtas. Diante do exposto, concluiu-se que a ineficiência observada foi consequência principalmente dos processos incompletos de acidogênese e acetogênese, e não apenas da etapa de metanogênese.

Nas Figuras 3 (a, b, c e d) são apresentados gráficos em que foram feitas correlações entre os valores experimentais ( $f'_s$  e  $f'_x$ ) e os valores obtidos por simulação com uso da Equação (12), para  $f_s$  e Equação 13, para  $f_x$ .

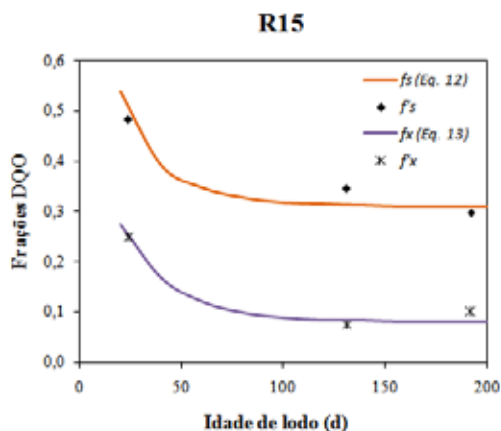


**Figura 3a** - Correlação entre os valores experimentais ( $f'_s$  e  $f'_x$ ) e simulados ( $f_s$  e  $f_x$ ) das frações de DQO em função da  $R_s$  para a temperatura de 25°C.

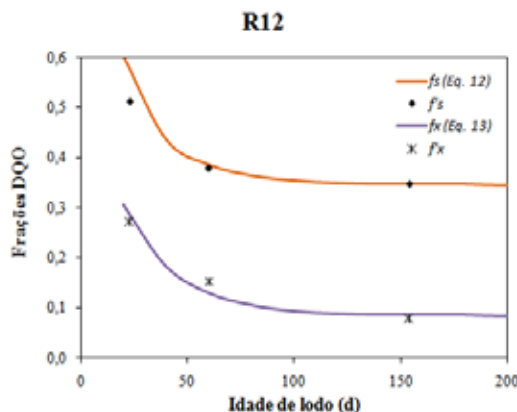


**Figura 3b** - Correlação entre os valores experimentais ( $f'_s$  e  $f'_x$ ) e simulados ( $f_s$  e  $f_x$ ) das frações de DQO em função da  $R_s$  para a temperatura de 20°C.





**Figura 3c** - Correlação entre os valores experimentais ( $f'_s$  e  $f'_x$ ) e simulados ( $f_s$  e  $f_x$ ) das frações de DQO em função da  $R_s$  para a temperatura de 15°C.



**Figura 3d** - Correlação entre os valores experimentais ( $f'_s$  e  $f'_x$ ) e simulados ( $f_s$  e  $f_x$ ) das frações de DQO em função da  $R_s$  para a temperatura de 12°C.

Como é mostrado nas Figuras 3a, 3b, 3c e 3d, há uma boa correlação entre os valores experimentais (dados Tabela 2) e os valores simulados (Eqs 12 e 13) para as frações de DQO afluente que são descarregadas no efluente ou convertidas em lodo, para as diferentes idades de lodo e temperaturas. Os dados experimentais indicam, ainda, que tanto a temperatura como a idade de lodo influenciam os valores das frações de DQO.

Usando a Equação empírica (12) nas Figuras 3a, 3b, 3c e 3d, as curvas são desenhadas para mostrar o valor simulado da  $f_s$  em função da idade de lodo para as diferentes temperaturas nos reatores. Pode ser observada uma estreita correlação entre os valores experimentais (também indicado na Figura 3) e os valores simulados da fração de DQO no efluente decantado para todas as idades de lodo e todas as temperaturas, mostrando que a Equação (12) é uma expressão adequada para estimar esta fração.

### 3.2.3 Fração particulada

As Figuras 3a, 3b, 3c e 3d mostram ainda a fração experimental de DQO sedimentável ( $f'_x$ ) descarregada do reator UASB. A fração  $f'_x$  calculada a partir

da Equação (2) tende a diminuir com o aumento da temperatura e com o aumento da idade de lodo, mas a redução é menor quando comparada com a fração solúvel,  $f'_s$ , Equação (1). Considera-se que  $f'_x$  é constituída por três partes: (1) uma fração inerte gerada a partir da sedimentação da matéria orgânica afluente não-biodegradável; (2) a massa bacteriana; e (3) material orgânico biodegradável particulado afluente, que não foi hidrolisado no reator e foi descarregado como lodo de excesso.

Para idades de lodo longas (>100 d), a fração  $f'_x$  é essencialmente constante, o que indica que o material particulado biodegradável, em grande parte, foi completamente metabolizado. Nesse caso, o lodo é composto apenas por material inerte e massa biológica, mas não se sabe a exata proporção de cada um. De qualquer forma, essas pequenas frações ( $f'_x \approx 0,08$  a 25°C e >100 d) diminuem com o aumento da temperatura. Assim, conclui-se que, em condições operacionais reais, em que a idade de lodo pode ser menor do que 100 d, parte dos sólidos descarregados dos reatores UASB são na verdade o material orgânico particulado biodegradável presente no afluente que não foi hidrolisado.

Uma estimativa da fração inerte e biológica para longas idades de lodo pode ser feita da seguinte forma: a 25°C e 200 d de idade de lodo a fração  $f'_x = 0,08$  foi obtida. Considerando que a fração de DQO particulada não biodegradável não é inferior a 3% da DQO total (geralmente têm sido relatados valores mais elevados), a fração da DQO que é convertida em lodo é  $0,08 - 0,03 = 0,05$ . Por outro lado, para  $T = 25^\circ\text{C}$  e  $R_s = 200$  d, a fração solúvel no efluente é de 0,22 (Figura 3a). Em conjunto com a fração inerte, isso significa que 25% da DQO afluente não é digerida. Assim, uma fração de DQO de  $0,75 * 1,5 * Y$  é convertida em lodo que representa um valor de 0,05. Diante do exposto, calcula-se que o fator de rendimento  $Y$  igual a  $0,05 / (0,75 * 1,5)$  resulta em uma produção de lodo  $0,044 \text{ gX}_v/\text{gDQO}$ . Esse é um valor coerente, uma vez que o valor mínimo é de  $0,02 \text{ gX}_v/\text{gDQO}$  para metanogênese (HENZE; HARREMOES, 1983) e uma maior produção de lodo seria esperada, uma vez que existem também populações bacterianas. Um valor de  $Y = 0,05 \text{ mgSSV}/\text{mgDQO}$  vem sendo relatado em pesquisas anteriores (WENTZEL et al., 2006; IKUMI et al., 2014; SANTOS et al., 2016). É importante salientar que, para os dados experimentais obtidos, foi necessário admitir um baixo valor da fração de DQO particulada não-biodegradável, tendo em vista que, indiretamente, essa fração baixa favorece o bom desempenho da digestão anaeróbia, uma vez que ocorre um baixo acúmulo de material inerte no reator e, portanto, possibilita uma idade de lodo longa.

Com base nos dados experimentais disponíveis, foi deduzida uma expressão empírica para o cálculo da fração de DQO que é convertida em lodo em um reator UASB tratando esgoto doméstico, partindo do princípio que essa fração é influenciada por dois parâmetros operacionais: a temperatura e a idade do lodo. Considerando novamente que a fração mínima de DQO particulada não-biodegradável é encontrada a 35°C, obteve-se a seguinte expressão:

$$f_x = f_{up35} 1,015^{(35-T)} + 0,16 * 1,014^{(35-T)} \exp(-0,04(R_s - 3,81,06^{(35-T)})) \quad (13)$$

### 3.2.4 Fração digerida

Tendo estabelecido as frações de DQO afluente que permanecem no efluente e que são convertidas em lodo, a fração digerida pode ser expressa pela Equação (14). No caso dessa equação, a mesma pode ser aplicada tanto para os valores das frações teóricas como para as experimentais.

$$f_d = 1 - f_s - f_x \quad (14)$$

em que:

$f_d$  = Fração digerida

Idealmente, a produção medida de  $\text{CH}_4$  deve ser igual à produção calculada com base na Equação (14). A produção de metano calculada ( $\text{gCH}_4/\text{d}$ ) pode ser facilmente determinada, sabendo-se que a massa de metano produzido corresponde a  $1/4$  da massa de DQO digerida (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

$$M_{\text{CH}_4} = f_d MS_{ta} / 4 = f_d Q_a S_{ta} / 4 \quad (15)$$

em que:

$M_{\text{CH}_4}$  = Massa diária de metano produzido

$MS_{ta}$  = Massa diária de DQO aplicada no reator

Na realidade, a quantidade de metano no biogás não será igual à massa teórica de metano obtida pela Equação (15) por duas razões: (1) uma pequena fração do material orgânico pode ser oxidado por sulfato presente no esgoto, um processo que se desenvolve paralelamente à digestão anaeróbia; e (2) uma fração do metano produzido permanecerá dissolvido na fase líquida e será descarregado com o efluente. Uma vez que o esgoto utilizado no experimento tinha uma baixa concentração de sulfato ( $2\text{-}4 \text{ mgSO}_4 \cdot \text{L}^{-1}$ ), a fração oxidada foi desprezada.

A quantidade de metano dissolvido pode ser calculada com base na lei de Henry (solubilidade dos gases): quando as concentrações na fase líquida e

gasosa de um gás estão em equilíbrio, a solubilidade (concentração de saturação) no líquido é proporcional à pressão na fase gasosa. Com a diminuição da temperatura, a produção de metano tende a diminuir e a solubilidade tende a aumentar. Para uma combinação de baixa temperatura e idade de lodo curta, mais de 50% do metano produzido podem permanecer dissolvidos. A Figura 4 mostra os valores da produção total de metano, calculados a partir da Equação (15). Analisando esse gráfico podem ser destacados os seguintes aspectos:

1. Os valores da produção total de metano se tornam praticamente constantes a uma idade de

lodo acima de 100 d. Isso ocorre porque a eficiência da digestão está perto do seu máximo, para todas as temperaturas investigadas.

2. Mesmo em condições favoráveis, isto é, com idade de lodo elevada e a alta temperatura, a produção de metano a partir do esgoto é baixa e seu uso só é viável economicamente para grandes sistemas, como por exemplo >500.000 habitantes.

3. A eficiência máxima de digestão depende da temperatura: a 25°C, a eficiência máxima de digestão foi de cerca de 70%, enquanto que a 12°C foi ligeiramente superior a 50%.

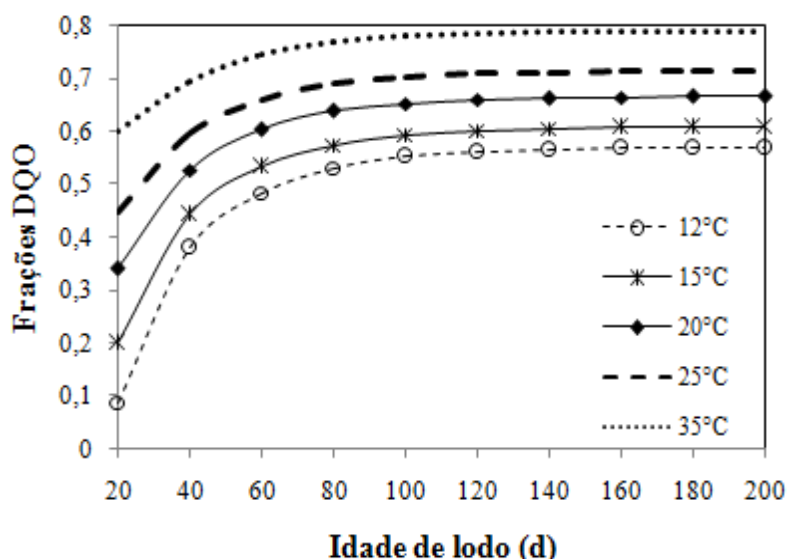


Figura 4 - Fração da DQO total convertida em metano em função da idade de lodo para diferentes temperaturas.

### 3.3 Sedimentabilidade do lodo

Além dos aspectos relacionados à determinação do efeito da temperatura e da idade de lodo sobre a eficiência da digestão, a influência de parâmetros relacionados às características do lodo, como sedimentabilidade e AME, também foram investigadas.

A Tabela 3 mostra os valores das constantes de sedimentabilidade do lodo mantido nos reatores e do lodo deles expulso, para diferentes tempos

de retenção hidráulica aplicados. Os resultados apresentados mostram que a sedimentabilidade do lodo foi apenas marginalmente influenciada pelo tempo de permanência do lodo (ou idade de lodo) e a temperatura. Isso, até certo ponto, é surpreendente, porque a composição dos lodos é muito afetada por esses parâmetros, como mostra a Tabela 2. Pelo contrário, os valores das constantes do lodo no reator eram muito diferentes daqueles do lodo expulso pelos reatores. A sedimentabilidade do lodo expulso do reator foi inferior.

**Tabela 3** - Valores das constantes de sedimentabilidade  $k$  e  $v_0$  do lodo nos reatores e do lodo expulso em função da temperatura e do TDH.

TDH	Variáveis	R25		R20		R15		R12	
		a <sup>1</sup>	b <sup>2</sup>	a	b	a	b	a	b
8	$k$ (L.g <sup>-1</sup> )	–	–	–	–	0,12	0,28	0,13	0,22
	$v_0$ (m.h <sup>-1</sup> )	–	–	–	–	13	18	16	13
6	$k$ (L.g <sup>-1</sup> )	0,06	0,21	0,08	0,28	0,14	0,19	0,16	0,19
	$v_0$ (m.h <sup>-1</sup> )	9	27	10	18	14	20	19	23
4	$k$ (L.g <sup>-1</sup> )	0,11	0,20	0,11	0,19	0,13	0,21	0,14	0,18
	$v_0$ (m.h <sup>-1</sup> )	16	14	22	20	13	15	16	20
3	$k$ (L.g <sup>-1</sup> )	0,15	0,18	0,16	0,14	–	–	–	–
	$v_0$ (m.h <sup>-1</sup> )	24	13	16	8	–	–	–	–
2,4	$k$ (L.g <sup>-1</sup> )	0,11	0,13	0,12	0,12	–	–	–	–
	$v_0$ (m.h <sup>-1</sup> )	13	10	14	13	–	–	–	–

**Legenda:** \*TDH em horas; a<sup>1</sup> – constantes obtidas para o lodo de dentro dos reatores; b<sup>1</sup> – constantes obtidas para o lodo expulso dos reatores;  $k$  – constante de compressibilidade do lodo;  $v_0$  – velocidade de sedimentação.

É interessante a comparação entre a massa de lodo medida (real) que foi retida nos reatores com a massa de lodo teórica, que poderia ser retida. Por exemplo, para um TDH = 6 horas e T= 25°C, os valores das constantes de sedimentabilidade foram:  $k = 0,06 \text{ L.g}^{-1}$  e  $v_0 = 9 \text{ m.h}^{-1}$ . Para esse tempo de detenção hidráulica e com a altura de 1,35 m do reator (Figura 1), a velocidade do líquido é de  $0,22 \text{ m.h}^{-1}$ . Assim, usando a equação proposta por Vesilind descrita na Equação 16, tem-se:  $0,22 = 9 \cdot \exp(0,06X_t)$ , logo,  $X_t = 61 \text{ g.L}^{-1}$ . Concluiu-se que a concentração real de lodo ( $27 \text{ g.L}^{-1}$ ) foi bem inferior à máxima teórica. As características de sedimentabilidade do lodo que foi expulso do reator ( $k = 0,21 \text{ L.g}^{-1}$  e  $v_0 = 27 \text{ m.h}^{-1}$ ) permitiriam uma concentração de lodo de até  $23 \text{ g.L}^{-1}$ , o que equivale à concentração de lodo média medida no reator. Isso indica que houve uma expulsão seletiva do lodo menos sedimentável, que provavelmente é oriunda da desagregação de partículas dos flocos de lodo.

$$v = v_0 \exp(-kX_t) \quad (16)$$

em que:

$v$  = Velocidade de sedimentação em zona (m.h<sup>-1</sup>)

$X_t$  = Concentração de sólidos totais (gST.L<sup>-1</sup>)

$v_0, k$  = Constantes de sedimentabilidade de Vesilind

### 3.4 Atividade metanogênica específica

A Tabela 4 mostra os valores da atividade metanogênica específica do lodo nos reatores e do lodo expulso, para as diferentes temperaturas e TDH aplicados. Os valores de AME do lodo dos reatores foram aproximadamente os mesmos que os valores obtidos para o lodo expulso em condições operacionais comparáveis. Esses dados podem ser utilizados para calcular a capacidade metanogênica de tratamento dos reatores e, assim, permitem traçar um comparativo entre esses valores e a carga orgânica biodegradável aplicada.

**Tabela 4** - Valores da atividade metanogênica específica do lodo nos reatores e do lodo expulso em função da temperatura e do TDH.

TDH	Parâmetros	R25	R20	R15	R12
12 h	AME <sub>reator</sub>	–	–	0,034	0,022
	AME <sub>expulso</sub>	–	–	ND*	ND*
8 h	AME <sub>reator</sub>	–	–	0,048	0,024
	AME <sub>expulso</sub>	–	–	0,045	0,020
6 h	AME <sub>reator</sub>	0,124	0,073	0,061	0,058
	AME <sub>expulso</sub>	0,110	0,069	0,058	0,060
4 h	AME <sub>reator</sub>	0,149	0,122	0,012	0,018
	AME <sub>expulso</sub>	0,136	0,114	0,010	0,020
3 h	AME <sub>reator</sub>	0,125	0,062	–	–
	AME <sub>expulso</sub>	0,118	0,072	–	–
2,4 h	AME <sub>reator</sub>	0,126	0,061	–	–
	AME <sub>expulso</sub>	0,122	0,064	–	–

**Legenda:** \*Valor não determinado porque foi baixa a concentração de lodo expulso; AME<sub>reator</sub> – Valores de AME para o lodo de dentro do reator; AME<sub>expulso</sub> – Valores de AME para o lodo expulso dos reatores.

A capacidade metanogênica de tratamento pode ser expressa pela Equação (17):

$$P_{CH4} = AME * MX_t \quad (17)$$

em que:

$P_{CH4}$  = Metano produzido

$MX_t$  = Massa de lodo total no reator

A carga orgânica biodegradável é calculada pela Equação (18) da seguinte maneira:

$$MS_{bi} = MS_{ta} (1 - f_{ust} - f_{upl}) \quad (18)$$

em que:

$MS_{bi}$  = Carga orgânica biodegradável

$MS_{ta}$  = Massa diária de DQO aplicada

Na Tabela 5, a capacidade metanogênica de tratamento é comparada com a carga orgânica biodegradável para as diferentes temperaturas e tempos de detenção hidráulica. Na maioria dos casos, a carga biodegradável é maior do que o potencial metanogênico do lodo. No entanto, mesmo a baixas temperaturas e baixos tempos de detenção hidráulica (cargas elevadas), a capacidade metanogênica de tratamento foi suficiente para a remoção eficiente do substrato da metanogênese, pois a concentração de AGV não foi alta (<2 mEq/L) para todas as temperaturas e cargas orgânicas investigadas. Concluiu-se que, no caso do tratamento de esgoto doméstico, a redução da eficiência da digestão, a baixas temperaturas e cargas orgânicas elevadas, é devida principalmente à diminuição da eficiência dos processos de hidrólise, acidogênese e acetogênese.

**Tabela 5** - Capacidade metanogênica de tratamento e carga orgânica biodegradável aplicada em função da temperatura e do TDH.

TDH	Parâmetro	T = 25° C	T = 20° C	T = 15° C	T = 12° C
12 h	$P_{CH4}$	–	–	17,8	11,4
	$MS_{bi}$	–	–	17,0	16,0
8 h	$P_{CH4}$	–	–	19,0	10,0
	$MS_{bi}$	–	–	31,7	29,6
6 h	$P_{CH4}$	70,8	42,4	26,7	23,8
	$MS_{bi}$	50,0	46,6	40,8	38,2
4 h	$P_{CH4}$	67,0	59,0	5,6	6,6
	$MS_{bi}$	72,2	67,0	68,2	63,8
3 h	$P_{CH4}$	58,1	19,0	–	–
	$MS_{bi}$	107,0	100,0	–	–
2,4 h	$P_{CH4}$	49,0	20,8	–	–
	$MS_{bi}$	138,6	29,3	–	–

**Legenda:**  $P_{CH4}$  - Metano produzido;  $MS_{bi}$  - Carga orgânica biodegradável.

Os dados experimentais mostram que a eficiência de remoção de DQO por meio da digestão anaeróbia de esgoto doméstico é reduzida à medida em que a temperatura diminui, a partir do seu valor ótimo de 35-37°C. Por um lado, isso se deve à diminuição da eficiência dos processos iniciais da digestão (acidogênese e acetogênese) e também à diminuição da taxa de metanogênese, que levam a uma maior concentração de material orgânico biodegradável solúvel no efluente decantado. Por outro lado, a taxa de hidrólise do material orgânico biodegradável particulado também diminui, e o material que não é hidrolisado tende a sedimentar, acumulando-se no reator. Assim, quando a hidrólise é lenta, a taxa de produção de lodo é elevada, considerando que a massa de lodo que pode ser retida no reator é constante, e a idade de lodo diminui, prejudicando o desempenho do processo de digestão anaeróbia.

A aplicabilidade da digestão anaeróbia a baixas temperaturas pode ser estendida se a idade de lodo for aumentada ou utilizando o calor da combustão do metano produzido, para acelerar a taxa de hidrólise do material particulado. Nesse contexto, três alternativas são particularmente promissoras: (1) aumentar a massa de lodo no reator, aumentando o volume do reator ou por meio da aplicação de um separador de fases mais eficiente; (2) fazer a separação dos sólidos sedimentáveis do afluente antes da digestão anaeróbia e digerir o lodo primário obtido em um reator separado e aquecido aproveitando o calor de combustão do metano produzido, para aumentar a taxa de hidrólise; e (3) recircular o lodo descarregado no efluente, após separação por sedimentação, aumentando assim a massa de lodo no reator.

### 3.4.1 Massa de lodo no reator

Santos et al. (2016) mostraram a influência do separador de fases sobre o desempenho do reator UASB e concluíram que a retenção de lodo pelo

separador de fases mais eficiente resultou em um aumento na massa de lodo e, conseqüentemente, em um aumento da idade de lodo no reator, melhorando, assim, o desempenho do sistema.

No que diz respeito ao aumento do volume do reator e do TDH, pode ser observado o seguinte: Os dados experimentais da Tabela 2 indicam que a concentração média de lodo durante a investigação experimental foi de  $X_v = 17$  gSSV/L ou  $MX_v = 423$  gSVS, sendo esses valores pouco influenciados pela temperatura e pela idade de lodo. A taxa de produção de sólidos voláteis pode ser expressa como:

$$R_x = f_x MS_{ta} / f_{cv} = f_x QS_{ta} / f_{cv} \quad (19)$$

em que:

$$R_x = \text{Taxa de produção de lodo volátil (gSSV/d)}$$

Assim, a idade de lodo pode agora ser expressa como a razão entre a massa de lodo e a taxa de produção de lodo:

$$R_s = MX_v / R_x \quad (20)$$

A Figura 4 mostra que não existe necessidade de operar um reator UASB a uma idade de lodo superior a 100 d, porque para essa idade de lodo a eficiência da digestão é próxima da máxima para todas as temperaturas. Assim, para o máximo desempenho do processo de digestão anaeróbia:

$$MX_v = V_r X_v = 100R_{100x} \quad (21)$$

e

$$V_r = R_s R_x / X_v = 100R_{100x} / 17 \quad (22)$$

Portanto,

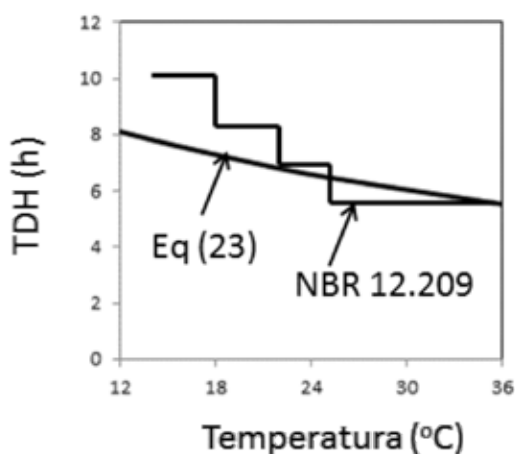
$$TDH = V_r / Q = R_s f_x S_{ta} / (f_{cv} X_v) = 100 f_{100x} S_{ta} / (1,5 * 17) \quad (23)$$

em que:

$f_{100x}$  = Fração de DQO convertida em lodo para uma idade de lodo de 100 d.

A Figura 5 mostra o TDH necessário em função da temperatura para a máxima eficiência da digestão, ou seja, para  $R_s = 100$  d,  $S_{ca} = 0,8$  g/L e  $X_v = 17$  g/L. É importante salientar que os valores da concentração de DQO e a concentração do lodo nos reatores são os valores médios obtidos durante a investigação experimental e podem ser diferente para outras condições. Em particular, se as frações não-biodegradáveis do esgoto bruto forem diferentes, isso causará um impacto sobre o desempenho dos reatores.

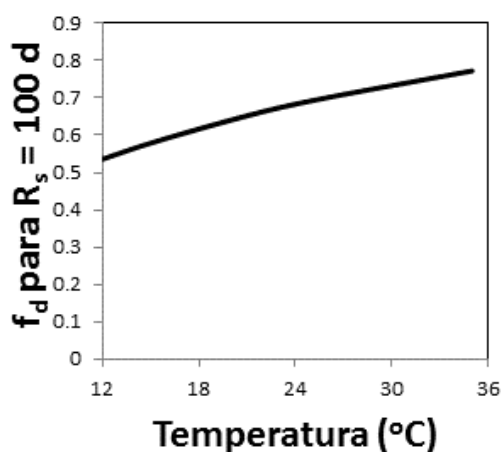
O valor calculado do tempo de permanência para eficiência máxima do reator UASB pode ser comparado com o valor recomendado pela norma brasileira NBR 12.209 (ABNT, 2011). Essa norma especifica o tempo de detenção hidráulica em função da temperatura conforme indicado também na Figura 5. Pode-se observar que há uma boa correlação entre



**Figura 5** - TDH necessário para a eficiência de digestão máxima (idade de lodo = 100 d) em função da temperatura.

o TDH para eficiência máxima da digestão anaeróbia, calculado a partir da investigação experimental apresentado e o recomendado pela norma.

Na Figura 6, a fração máxima de DQO digerida, calculada a partir da Equação (15), é representada graficamente em função da temperatura para uma idade de lodo de 100 d. Na análise da viabilidade do tratamento anaeróbio de esgoto numa situação específica com baixa temperatura, deve-se avaliar se vale a pena a construção de um reator UASB com o TDH necessário para que a eficiência de digestão seja próxima à máxima (Figura 5). Ao considerar a fração de DQO afluente que será digerida (Figura 6), e as frações que serão convertidas em lodo (Equações 13 e 14), deve-se analisar a necessidade de um tratamento adicional (aeróbio), especialmente se a temperatura for baixa.



**Figura 6** - A máxima eficiência de digestão em função da temperatura para uma idade de lodo de 100 d e uma concentração de lodo volátil de 17 g/L no reator.

### 3.4.2 Separação dos sólidos sedimentáveis do afluente

Uma grande fração de material orgânico no esgoto bruto (geralmente mais de 50%) pode ser separada pela aplicação da gravidade, decantação ou filtração antes do tratamento anaeróbio. Os sólidos separados podem ser sedimentados, concentrando-se em um pequeno volume (<10% no caso de sedimentação). Esses sólidos podem reduzir ainda mais o seu volume, formando tortas, por meio de processos mecânicos (GHASIMI et al., 2015).

Esses processos de separação abrem possibilidades para a utilização do calor da combustão do metano produzido no reator UASB para operar uma unidade de tratamento dos sólidos separados a uma temperatura mais elevada, ou seja, a temperatura mesófila ou termófila ótima. Ghassimi et al. (2015) mostraram que é preferível operar um digestor termófilo, pois é mais eficiente na hidrólise de celulose, material predominante no lodo primário. Assim, a hidrólise e possivelmente também a metanogênese poderiam acontecer a uma maior taxa e eficiência mais elevada se comparada ao desempenho em temperatura ambiente. A separação dos sólidos do afluente melhoraria também o desempenho do reator UASB, tratando o material afluente não sedimentável, bem como o material liquefeito a partir do reator de hidrólise, de duas maneiras: (1) o material hidrolisado seria convertido pelo menos parcialmente em metano, aumentando a produção de biogás, e (2) o aumento da hidrólise iria reduzir o acúmulo do material orgânico biodegradável particulado, reduzindo assim a produção de lodo e aumentando a idade de lodo, resultando num aumento da eficiência da digestão anaeróbia.

A separação de sólidos influi positivamente no processo de digestão anaeróbia, pois a hidrólise, processo limitante, é acelerada. Por outro lado, o material que não foi solubilizado pode ser separado e retido, enquanto o material hidrolisa-

do é transferido para o reator UASB. Assim, de forma eficaz, evita-se que o material orgânico particulado não-biodegradável seja introduzido no reator UASB. Nesse caso, as frações de lodo seriam compostas basicamente de lodo inerte e lodo ativo. Dessa forma, uma idade de lodo longa poderá ser mantida, mesmo para um volume de reator pequeno. O ganho de ter um volume menor do reator UASB deve ser comparado com aspectos negativos: a operação do sistema de separação e hidrólise do material orgânico. Dependendo da temperatura, a vantagem pode ser maior que a desvantagem.

### 3.4.3 Recirculação do lodo

O experimento mostrou que a massa de lodo nos reatores UASB é sempre menor que a massa de lodo que poderia ser retida. Com base na sua sedimentabilidade, concluiu-se que a perda de partículas menores, provenientes da desagregação dos flocos de lodo e que possuem baixa sedimentabilidade, é a razão do aumento da perda de lodo em reatores UASB. Por outro lado, foi demonstrado que os sólidos no efluente dos reatores tendem a flocular e sedimentar. Portanto, o lodo no efluente pode ser separado por decantação e devolvido ao reator, eventualmente, depois de um tratamento para melhorar a sedimentação, por exemplo, com o uso de polieletrólitos. Assim, o reator pode ser operado com uma massa de lodo e idade de lodo maiores, resultando em um melhor desempenho. Naturalmente, o retorno de lodo pode não ser total: existe uma capacidade de retenção máxima de lodo nos reatores, o que limita esse processo. Se o máximo for alcançado, qualquer lodo adicional será descarregado junto com o efluente.

## 4 CONCLUSÃO

O objetivo do tratamento anaeróbio de águas residuárias é a transformação do material orgânico em metano, mas no sistema de tratamento parte,



uma fração desse material orgânico é descarregado no efluente e outra se converte em lodo.

A partir dos dados obtidos na investigação experimental foi possível desenvolver expressões para as frações do material orgânico no efluente, no lodo e no transformado em metano. Os dados e as expressões mostram que a eficiência do tratamento anaeróbio é fortemente influenciada por duas variáveis operacionais independentes: a temperatura e a idade de lodo.

As expressões mostram que para a faixa de temperaturas de 12 a 35°C os sistemas anaeróbios atingem sua eficiência máxima para uma idade de lodo inferior a 100 d, não havendo, portanto, vantagem na aplicação de uma idade de lodo maior.

O tempo de detenção hidráulica que se calcula no reator UASB para uma idade de lodo de 100 d é praticamente igual ao valor do TDH adotado na norma Brasileira NBR 12.209 para a faixa de temperaturas encontrada para o esgoto no Brasil: 16 a 30 °C.

Mesmo para a eficiência máxima do tratamento anaeróbio, a produção de metano é relativamente baixa e seu aproveitamento econômico só é possível em sistemas grandes sob as condições de preço de energia no Brasil

A massa de lodo que é retida em reatores UASB é bem menor do que a máxima que se calcula com base na sedimentabilidade do lodo, o que indica que a sedimentação de lodo não é o único processo que determina a massa de lodo retida.

A sedimentabilidade do lodo é pouco influenciada pela variação de temperatura ou a idade de lodo, mas a sedimentabilidade do lodo no efluente dos reatores tende a ser inferior à do lodo mantido no reator, indicando que há mecanismos que causam desagregação das partículas dos flocos do lodo.

Os dados mostram que quando a temperatura diminui o processo de hidrólise se torna progressivamente ineficiente e é a principal razão para o fraco desempenho do sistema anaeróbio de tratamento de águas residuárias. A metanogênese é menos afetada pela diminuição da temperatura como evidenciada pela concentração de ácidos graxos voláteis que se mantém sempre baixa.

## 5 AGRADECIMENTOS

A pesquisa foi realizada com financiamento da FINEP, por meio do projeto da rede BIOGÁS.

## 6 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.
- CHERNICHARO, C. A. L.; VAN LIER, J. B.; NOYOLA, A.; BRESSANI R. T. Anaerobic sewage treatment: state of the art, constraints and challenges. **Rev Environ Sci Bio technol**. v. 14, p. 649-679, 2015.
- CHONG, S.; SEN, T. K.; KAYAALP, A.; ANG, H. M. The performance enhancements of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors for domestic sludge treatment e a state-of-the-art review. **Water Research** v. 46, p. 3434-3470, 2012.
- COELHO, A. L.; DO NASCIMENTO, M. B. CAVALCANTI, P. F. VAN HAANDEL, A. C. The UASB reactor as an alternative for the septic tank for on-site sewage treatment accepted for publication. **Water Science Technology**. V.48, n. 11-12. P.221 – 226, 2003.
- GHASIMI, D. S. M.; TAO, Y.; DE KREUK, M. K.; ZANDVOORT, M. H.; and VAN LIER, J. B. Microbial population dynamics during long-term sludge adaptation of thermophilic and mesophilic sequencing batch digesters treating sewage fine sieved fraction at varying organic loading rates. **Biotechnol Biofuels**. v. 8:171, n. 1, p. 1-15, 2015.
- HALALSHEH, Z.; SAWAJNEH, M.; ZU BI.; G. ZEEMAN.; LIER, J.; FAYYAD, M.; LETTINGA, G. Treatment of strong domestic sewage in a 96 m3 UASB reactor operated at ambient temperatures: two-stage versus single-stage reactor. **Bioresource Technology**. v. 96, p. 577-585, 2005.
- HENZE, M.; HARREMOES, P. Anaerobic treatment of waste water in fixed film reactors – a literature review. **Water Science and Technology**. v.15, n. 8-9, p. 1-101, 1983.
- IKUMI, D. S.; HARDING, T. H.; EKAMA, G. A. Biodegradability of wastewater and activated sludge organics in anaerobic digestion. **Water Research**. v. 56, p. 267-279, 2014.

LETTINGA, G.; DE MAN, A. W. A.; VAN DER LAST, A. R. M.; WIEGANT, W.; KNIPPENBERG, K.; FRIJNS, J.; VAN BUUREN, J. C. L. Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewater. **Water Sci. Technol.** v.27, p. 67–73, 1993.

LEW, B.; LUSTIG, I.; BELIAVSKI, M.; TARRE, S.; GREEN, M. An integrated UASB-sludge digester system for raw domestic wastewater treatment in temperate climates. **Bioresource Technology**, v. 102 p. 4921–4924, 2011.

MARAIS, G. V. R.; EKAMA, G. A. The Activated Sludge Process Part I: Steady State Behaviour. **Water SA**. v. 2, n. 4, p. 164-200, 1976.

SANTOS, S. L.; CHAVES, S. R. M.; VAN HAANDEL, A. Influence of phase separator design on the performance of UASB reactors treating municipal wastewater. **Water S. A.** v. 42, n. 2, p. 176-182, 2016.

SANTOS, S. L.; CHAVES, S. R. M.; VAN HAANDEL, A. Influence of phase separator design on the performance of UASB reactors treating municipal wastewater. **Water S. A.** v. 42, n. 2, p. 176-182, 2016.

VAN HAANDEL, A.C.; LETTINGA, G. **Anaerobic sewage treatment: a practical guide for regions with a hot climate.** John Wiley and Sons, 1994. 222 p.

VAN LIER, J. B.; MAHMOUD, N.; ZEEMAN, G. Anaerobic Wastewater Treatment. In: **Biological Wastewater Treatment: Principles, Modeling and Design.** London, UK: IWA Publishing, 2008. 415-456p.

WENTZEL, M. C.; EKAMA, G. A.; SÖTEMANN, S. W. Mass balance-based plant-wide wastewater treatment plant models – Part 1: Biodegradability of wastewater organics under anaerobic conditions. **Water S.A.** v. 32, n. 3, p. 269–275, 2006.