



DESENVOLVIMENTO DE UM SIMULADOR DE UM REATOR ANAERÓBIO DE CONTATO PARA TRATAMENTO DE EFLUENTES LÍQUIDOS ORGÂNICOS

Vagner dos Santos¹
José Jailton Marques¹

RESUMO

A expansão da população e surgimento de novas fábricas a geração do volume de resíduo aumenta e complica mais a situação dos seus receptores que são os rios, mares entre outros. Para minimiza esses impactos novos processos de tratamento surgiram com diversos tipos de reatores. Com o avanço da informática softwares foram desenvolvidos para auxiliar no controle dos processos e projetar novas ETEs. Esse trabalho teve como objetivo desenvolver um software. O desenvolvimento do simulador se deu pela linguagem de programação FORTRAN (ambiente de programação Compaq Visual Fortran) e teve sua estrutura dividida em sub-rotinas e funções. Uma das funções foi para o calculo do lodo gerado pelo efluente, função para o calculo da geração do gás metano, função para o calculo do pH e alcalinidade. O simulador traz na sua estrutura rotinas de decisão para o calculo de constantes que são função da temperatura, alem disso oferece que o usuário possa interagir com o programa variando o valor do tempo de retenção de sólido que é uma das variáveis de fundamental importância para o projeto de um reator e pode determina a alcalinidade necessária para manter o pH do efluente próximo de 7,0. As simulações feitas no software apresentaram resultados coerentes com os dados encontrados nas literaturas, os dados simulados apresentaram erros menores que 5% considerados aceitáveis.

Palavras-chave: modelagem e simulação, reator de contato anaeróbico, tratamento de efluentes.

1 INTRODUÇÃO

A formação de núcleos urbanos concentra populações que geram grandes volumes de resíduos. O processo de eliminação e tratamento desses dejetos deve ser feito de forma planejada, seguindo uma política de saneamento adequada. O lançamento de esgoto bruto (ou

¹ Universidade Federal de Sergipe (UFS), Departamento de Engenharia Química.



em condições inadequadas) em corpos receptores pode causar a degradação de ecossistemas, prejuízos econômicos e comprometer a saúde pública.

A degradação ambiental nos corpos d'água ocorre basicamente devido às altas concentrações de matéria orgânica nos esgotos que provocam o consumo excessivo de oxigênio por bactérias, resultando em eventuais condições anaeróbias (sem oxigênio) incompatíveis com a vida vegetal e animal.

Os custos e os prejuízos causados à saúde decorrem da presença de microorganismos patogênicos ou substâncias tóxicas e perigosas nos esgotos que podem ocasionar doenças e mortalidade. Como consequência, tem-se gastos elevados em dinheiro com médicos para tratar pacientes, a diminuição da expectativa de vida e o comprometimento das atividades econômicas relacionadas aos corpos receptores, como o turismo ou a pesca.

Com o intuito de minimizar esses impactos e otimizar a eficiência do processo de tratamento, surgiram as estações de tratamento de esgotos (ETE's). Elas são compostas de sistemas complexos e independentes, reunidos em processos de várias etapas, cuja interação e efeitos cumulativos são determinantes para a qualidade do efluente produzido [BRAGA, 2000].

O nível de conhecimento no campo de tratamento anaeróbico no país é muito alto, porém, ainda bastante centralizado. Nos últimos anos, diversas instituições começaram a se empenhar nos estudos, pesquisas fundamentais e aplicadas nesta área, o que contribuiu significativamente para a evolução e um maior avanço da tecnologia de tratamento anaeróbico no Brasil. Da mesma forma, algumas concessionárias de saneamento investiram maciçamente nesta área, nos últimos anos, dispondo atualmente de amplo conhecimento acerca de projeto, construção e operação de reatores anaeróbicos.

Nos últimos trinta anos, os processos de digestão anaeróbia passaram a ser adotados na etapa secundária de tratamento de esgoto (FLORENCIO *et.al*, 2006). A partir de então, foi aberto um vasto campo de estudo que se encontra hoje em pleno desenvolvimento.

2 OBJETIVO

O objetivo desse trabalho é desenvolver uma ferramenta para simular as condições de operação de um reator anaeróbico com o propósito de servir como uma ferramenta no auxílio de profissional e estudante que desenvolvem atividade com processos em reatores anaeróbios de contato com diversos afluentes.



3 REVISÃO DA LITERATURA

3.1 Processos Anaeróbicos.

No tratamento anaeróbico, o resíduo é degradado na ausência total de oxigênio e um dos produtos finais é o CH_4 , que é fonte de energia. A produção desse gás esta diretamente relacionada à redução da DQO e, dependendo da água residual a ser tratada, aproximadamente 90 a 95% da DQO é convertida a CH_4 (MC CARTY, 1966; SMITH, 1973; CHEN e HASHIMOTO, 1978; BOENING e LARSEN, 1982; LAQUIDARA BLANC e SHANGHNESSY, 1986; WANG et. al., 1986; JORDENING, PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988; SPEECE, 1996).

Por ocorrer na ausência de um agente oxidante (oxigênio), a única maneira de reduzir a DQO é através da remoção da matéria orgânica do resíduo, o que implica na formação de CH_4 e CO_2 , que deixam o sistema na forma de gás. Portanto, apenas quantidades limitadas de energia estão disponíveis para o crescimento dos microrganismos os quais resultam em pequena produção de lodo. O processo anaeróbio gera até, 20% do lodo do processo aeróbio (GOSH e CONRAD, 1975; FROSTELL, 1980; DIAZ-BAEZ, 1988; JORDENING, PELLEGRINI e BUCHHOLZ, 1988; SPEECE, 1996).

3.2 Vantagens e desvantagens

O processo anaeróbio apresenta algumas vantagens em relação à digestão aeróbia, quando se refere à produção do biogás e a baixa quantidade de lodo produzido. A figura 1 representa a conversão biológica nos sistemas aeróbio e anaeróbio, e ao fato de ser mais econômico do ponto de vista energético (CHERNICHARO, 1997; FLORENCIO *et.al* 2006).

No processo de digestão aeróbio cerca de 40 a 50% da matéria orgânica sofre degradação biológica e conseqüentemente a conversão em CO_2 . Parte da matéria orgânica não biodegradada incorpora-se como biomassa microbiana em uma faixa cerca de 50 a 60% que chega a constituir o lodo excedente do sistema. A matéria orgânica não convertida em gás carbônico ou em biomassa deixa o reator com material não degradado em uma faixa de 5 a 10% (CHERNICHARO, 1997).

No processo de digestão anaeróbia a maior parte da matéria orgânica é biodegradada é convertida em biogás, aproximadamente cerca de 70 a 90% é removida da fase líquida e deixa o reator na forma de gás. No processo anaeróbio uma pequena parte da matéria orgânica não biodegradada é convertida em biomassa microbiana (cerca de 5 a 10%), essa pequena

quantidade chega a constituir o lodo excedente do sistema. O material não convertido em biomassa e nem biogás deixa o reator como material não degradado (cerca de 10 a 30%) (CHERNICHARO, 1997).

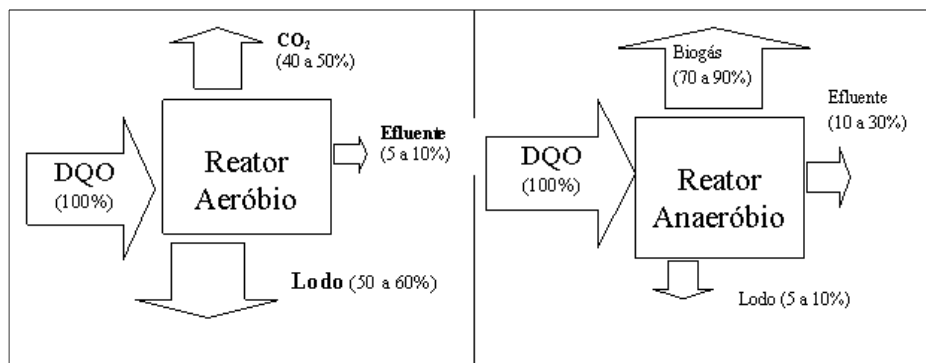


Figura 1. Conversão biológica nos sistemas aeróbico e anaeróbico

FONTE: CHERNICHARO (1997).

Apesar das vantagens colocadas, os sistemas aeróbios são mais frequentes. Isso ocorre porque os processos anaeróbios são ainda conhecidos por se tornarem instáveis frente a variação das condições de operação. [LYBERATOS, SKIADAS 1999; SIMEONOV, 1999], o desenvolvimento de modelos matemáticos capaz de reproduzir os problemas evidenciados na prática tornou-se uma ferramenta cada vez mais importante para projetar e operar com mais eficiência um reator anaeróbico.

3.3 Tecnologia de tratamento de efluentes

Os avanços tecnológicos em relação à microbiologia e à bioquímica possibilitaram o avanço no desenvolvimento de novas abordagens para o tratamento biológico de águas residuais, superando os processos químicos de estabilização (MC CARTY, JERIS e MURDOCH, 1963; CLOGH e ABSON, 1964; BOENING e LARSEN, 1982; MULCAHY e SHIEH, 1985; GASPAR, 2003).

O Brasil já utiliza diversas tecnologias para o tratamento do esgoto gerado nas grandes cidades, estas tecnologias abrangem tanto o processo aeróbico quanto anaeróbico. As tecnologias podem ser o mais simples possível, como às lagoas de estabilização, e podem ser também a mais complexa como as mecanizadas tendo como exemplo os reatores anaeróbios + pós-tratamento. O tratamento pode ser feito usando uma única tecnologia como também pode ser combinada várias tecnologias para alcançar um melhor resultado. As tecnologias existentes são: Lagoa Facultativa, Lagoa Anaeróbia + Lagoa Facultativa, Lagoa Aerada



Facultativa e Lagoa de Maturação. Este mesmo avanço tecnológico propôs diversos modelos e configuração de biodigestores para atender e melhorar o tratamento anaeróbio de diversos tipos de afluente.

3.4 Reator anaeróbico de contato

Este tipo de reator é constituído de dois tanques, onde o primeiro, a agitação se dar por meio externo, ocorrendo a formação de um lodo floculento e a geração de gás metano (reator anaeróbio) e no segundo a separação do lodo em suspensão.

Para o tratamento do esgoto bruto, o esgoto é misturado com o lodo ativo que retorna para o reator de mistura completa. O reciclo de sólidos sedimentados para o reator permite que a maior concentração de sólidos seja alcançada no reator (maior tempo de retenção celular) que opera com TRH de 2-10 d e COV 0,5-2,5 Kg DQO/m³.d. Após a decomposição da matéria orgânica, a mistura é separada no decantador ou floculador, onde a separação dos sólidos, sendo que o efluente, ainda com alta carga orgânica é encaminhado para tratamento posterior. Um problema na operação deste reator é a produção de gás no sedimentador e a perda de lodo com o efluente.

3.5 Influências dos fatores na digestão anaeróbica

O processo de digestão anaeróbia pode ser seriamente afetado por diversos fatores que estão relacionados com o substrato, com as características do digestor ou com as condições de operação. Assim, se um determinado fator provoca um desequilíbrio no processo, este se deve principalmente a uma maior sensibilidade das bactérias metanogênicas, que deixam de produzir metano, ocasionando o aumento na concentração dos ácidos orgânicos voláteis, que continuam sendo produzidos, causando a queda do pH do meio, além da redução da produção de biogás. A redução da atividade das metanobactérias provoca também o acúmulo de hidrogênio (H₂) no meio, o que faz a rota metabólica desviar do caminho da acetogênese para a formação de compostos mais reduzidos do que o acetato, como os ácidos propiônico, butírico e outros que funcionam como reservatório de elétrons. A formação de ácido propiônico é particularmente problemática para o processo anaeróbio global, pois sua conversão a ácido acético, etapa obrigatória para a sua metanização, é uma reação termodinamicamente difícil, de modo que acaba se acumulando no meio.



3.6 Efeito do pH

O pH é um dos fatores que influencia na formação de metano, o qual pode ocorrer na faixa de pH de 6 a 8, sendo a faixa ótima entre 6,7 a 7,4. O efeito do pH em diversas condições de ácidos orgânicos voláteis também foi estudado, havendo a recomendação de manter o pH do processo entre 6,8 a 7,2. A faixa de pH ótima é diferente para as diversas populações que participam do processo anaeróbio. Para a conversão de aminoácidos a ácidos o valor ótimo é em torno de 6,3.

3.7 Importância da alcalinidade

A alcalinidade do sistema sendo suficiente elevada ocorre o tamponamento do pH no reator, evitando assim que o acúmulo dos ácidos orgânicos voláteis que resulte na queda de pH. Uma faixa de alcalinidade entre 2500 a 5000 mg CaCO₃/L é considerada desejável, no entanto se o processo for operado sem acúmulo de ácidos orgânicos, é possível trabalhar bem com valores da ordem de 500 a 1000 mg CaCO₃/L, mesmo para efluentes indústrias (SOUZA, 1984).

Segundo (METCALF & EDDY), com uma alta quantidade de CO₂ (geralmente variando entre 30 a 50%) na produção de gás em tratamento anaeróbio, alcalinidade entre 2000 a 4000 mg/L de CaCO₃ são necessárias para manter o pH próximo de sete. O nível de alcalinidade necessária raramente é avaliado no efluente, mas pode ser produzido em alguns casos pela degradação de proteínas e aminoácidos. A necessidade de comprar produtos para controlar o pH pode causar impactos significativo na economia do tratamento anaeróbio.

3.8 Efeito da temperatura

Apesar da formação de metano pode ocorrer em condições extremas, como 0 a 97°C (ZEHNDER et al, 1981), a temperatura é um fator importante para se ter o processo viável tecnologicamente, principalmente para o uso de reatores de alta taxa, uma vez que as bactérias metanogênicas são bastante sensíveis.

A temperatura tem importante efeito nas propriedades físico-químico dos componentes encontrados nos substratos dos digestores. A temperatura influencia na taxa de crescimento e no metabolismo dos microorganismos (Appels, *et.al*, 2008).



Pode-se enquadrar a maioria das espécies das bactérias metanogênicas na faixa mesofílica que estão na faixa de 20 a 40°C, e na termofílica na faixa de 50 a 60°C (PERES, 1982).

Existe uma correlação entre a temperatura, a máxima produção de biogás obtido a partir de lodo de esgoto fresco, e o tempo de retenção hidráulica (TRH) usual: a digestão anaeróbia é mais rápida em temperatura mais elevadas e conseqüentemente obtém-se maior produção de gás, podendo assim reduzir o tempo de retenção hidráulica do processo (IMHOFF, 1966).

4 METODOLOGIA

Para a geração do simulador foi necessário à representação física do reator anaeróbico de contato por meio de modelo matemático, este modelo matemático foi implementado na linguagem de programação FORTRAM, no qual o originou o programa denominado “ANASYSTEM 1.0” foi gerado no ambiente de programação Compaq Visual Fortran 6.6. A seguir é apresentada a interface do programa indicando a entrada de dado (*input*) e saída de dado (*output*).

Parameter	Value
VAZAO AFLUENTE (m ³ /d)	100
DQO TOTAL (mg/L)	3250
DQO SOL (mg/L)	2100
DQO/TSS (g/g)	1.35
ALCALINIDADE (mg CaCO ₃ /L)	750
TEMPERATURA (°C)	25
Pressão (atm)	1
Coef. dec. Kd	0.03
Y	0.08
Conc. TSS Efluente (mg/L)	120
Temp. de retenção de solidos SRT(d)	25
MLSS na alimentação (mg/L)	6000
Fração de TSS degradavel (%)	80
Composição % CH ₄	65

Figura 2– Quadros de entrada de dados (*input*)

Parameter	Value
Produção de lodo (kg/d)	32.21
Produção de metano (m ³ /d)	91.75
Eficiência do processo (%)	78.01
Volume do reator (m ³)	134.19
Alcalinidade necessária (mg/L)	750.00
pH	6.45
SRT (d)	[Empty]
Base	NaOH

Figura 3– Quadro de saída de dados (*output*)

4.1 Modelo físico a ser modelado.

O sistema que será estudado no presente trabalho está representado pela figura 4. A partir dessa representação física será obtido um modelo matemático que represente os fenômenos físicos que ocorrem no sistema, o modelo matemático será usado no simulador “ANASYSTEM 1.0”. O modelo físico é composto por um reator de CSRT de mistura perfeita, no final do reator tem tanque de sedimentação.

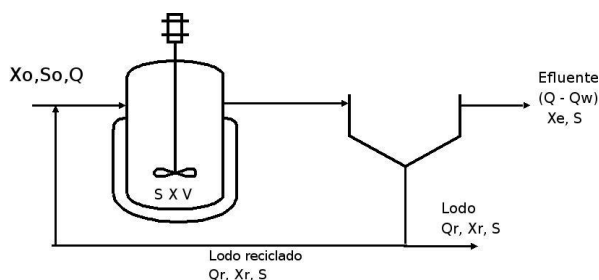


Figura 4: Esquema do reator anaeróbico de contato

Os resultados gerados pelo programa serão a produção de lodo que o sistema forma no processo, a produção do gás metano (CH₄), a eficiência do processo, o volume do reator necessário para alcançar a eficiência desejada, a alcalinidade e o pH. Além de obter esses dados o programa fornece a opção de escolha de substância química na aba “base” que está à direita no quadro de saída de dados conforme esta representada na Figura 3. O usuário pode escolher para uma das opções clicar em “OK”, a resposta será dada a quantidade de alcalinidade necessária para controlar o pH no valor 7..

4.2 Taxa de utilização de Substrato solúvel

A taxa de utilização do substrato para sistema biológico pode ser modelada usando o modelo de Monod, tal modelo foi obtido empiricamente a partir de experiências utilizando culturas puras de bactérias, e considerando a reação cinética de crescimento bacteriano de 1ª ordem (Fogler, 2002), portanto a expressão para substratos solúveis, como pode ser observado na equação (4.1).

$$r_{su} = -\frac{\mu_m X \cdot S}{Y(K_s + S)} \quad (4.1)$$



4.3 Taxa de Crescimento da biomassa com substrato solúvel

Em sistema biológico, a taxa de produção ou geração de biomassa (r_g) varia devido à taxa de crescimento da biomassa (Y) que é proporcional a taxa de utilização do substrato (r_{su}) e a taxa de decaimento ou morte da célula (k_d) que é proporcional a biomassa presente (X). Relacionado a taxa de utilização do substrato com a taxa de decaimento endógeno obtém a taxa de produção de biomassa.

$$r_g = -Y.r_{su} - k_d.X \quad (4.2)$$

$$r_g = Y \frac{k.X.S}{K_s + S} - k_d.X \quad (4.3)$$

Dividindo a equação (4.3) pela concentração de biomassa X , a taxa de crescimento específica é definida como:

$$\mu = \frac{r_g}{X} = Y \frac{k.S}{K_s + S} - k_d \quad (4.4)$$

4.4 Sólidos Suspensos totais e biomassa ativa

O uso de expressão para descrever a cinética e crescimento biológico é relativo para a concentração de biomassa ativa no tratamento. Na realidade os sólidos suspensos voláteis (VSS) no reator consistem em varias biomassas, e a fração de biomassa ativa pode variar dependendo da condição de operação e característica do efluente.

Durante a morte das células, o rompimento de células ocorre a liberação do material celular sobre o liquido para o consumo de outras células. A taxa de produção de célula rompida (r_{xd}) é diretamente proporcional à taxa de decaimento endógeno (k_d), a qual é representa pela expressão abaixo.

$$r_{xd} = f_d(k_d)X \quad (4.5)$$

4.5 Balanço de massa

Um balanço de massa ou material de um processo contínuo é uma computação exata de todos os materiais que entram, saem, acumulam ou sofre transformação no decorrer do processo em um dado intervalo de tempo (Brasil, 2013).

Para o sistema em estudo representado pela figura 4, é realizado o balanço de massa para a biomassa e para o substrato variando com o tempo de operação.

A equação a seguir mostra o balanço de massa para a biomassa no sistema, e considera as correntes de entrada, de saída e o termo de geração



$$\frac{dX}{dt}V = QX_0 - [(Q - Q_w)X_e - Q_w X_R] + r_g V \quad (4.6)$$

O mesmo foi realizado para o substrato, e foi obtida a seguinte equação,

$$\frac{dS}{dt}V = QS_0 - QS + r_{su}V \quad (4.7)$$

O sistema foi modelado assumindo a concentração do microorganismo e substrato no afluente muito pequena, e considerando o regime estacionado ($dX/dt = 0$) e ($dS/dt = 0$), ou seja, não há variação da concentração de microorganismo e biomassa com o tempo.

O tempo de retenção de sólidos (SRT) é um parâmetro de projeto e operação no processo de lodo ativado.

$$S = \frac{K_s [1 + (k_d)SRT]}{SRT(Yk - k_d) - 1} \quad (4.8)$$

A equação (4.8) mostra que a concentração do substrato solúvel no efluente para a mistura completa no processo de lodo ativado é função somente do SRT e coeficiente cinético para o crescimento e decaimento. A concentração do substrato no efluente não é relacionado pela concentração do substrato no afluente, mas será mostrado em outro balanço de massa o efeito da concentração do afluente e da biomassa.

A variação da concentração do substrato no reator representa pela equação (4.9) está relacionada com o tempo de retenção hidráulico as constantes cinéticas e concentração da biomassa no tanque.

$$S_0 - S = \left(\frac{V}{Q}\right) \left(\frac{kXS}{K_s + S}\right) \quad (4.9)$$

O volume do tanque de aeração dividido pela vazão do afluente é τ , o tempo de retenção hidráulico.

A concentração de biomassa no tanque (X) esta representada pela equação (4.10), biomassa é função do SRT (tempo de retenção do sólido), do τ do tanque, do coeficiente de máxima produção (Y), da quantidade de substrato removido (S_0-S) e do coeficiente de decaimento endogenico.

$$X = \left(\frac{SRT}{\tau}\right) \left[\frac{Y(S_0 - S)}{1 + (k_d)SRT}\right] \quad (4.10)$$



4.5.1 Concentração de sólidos na mistura líquida e produção de sólidos

A produção de sólidos no reator biológico representa a massa da matéria que deve ser removida diariamente para a manutenção do processo, essa produção de massa da material removida pode ser estimada a partir da equação (4.11), É interessante quantificar a produção de sólidos em termos de sólidos suspensos totais (TSS), sólidos suspensos voláteis (VSS) e biomassa. Por definição, o SRT também estipula com conveniência a expressão do cálculo da produção total do lodo para o processo de lodo ativado.

$$P_{X_{T,VSS}} = \frac{X_T V}{SRT} \quad (4.11)$$

A concentração total de sólidos na mistura líquida no tanque de aeração é igual a concentração da biomassa X mais a concentração de sólidos suspenso voláteis não biodegradáveis (nbVSS) X_i .

$$X_T = X + X_i \quad (4.12)$$

O balanço de massa é necessário para determinar a concentração de nbVSS adicionada a concentração de VSS da biomassa ativada. A concentração do nbVSS na mistura (MLVSS) é afetada pela quantidade de nbVSS do afluente, portanto, feito o balanço de massa e considerado o sistema estacionário, a concentração de sólidos suspensos voláteis não biodegradáveis é expressa por:

$$X_i = X_{o,i}(SRT)/\tau + (f_d)(k_d)X(SRT) \quad (4.13)$$

Para a concentração total de sólidos suspensos voláteis na mistura (MLVSS) pode ser representada por:

$$X_T = \left(\frac{SRT}{\tau} \right) \left[\frac{Y(S_0 - S)}{1 + (k_d)SRT} \right] + (f_d)(k_d)(X)SRT + \frac{(X_{o,i})SRT}{\tau} \quad (4.14)$$

(A)
Biomassa
Heterotrofica

(B)
Cell debris

nbVSS
no efluente

4.5.2 Geração de metano

Na respiração anaeróbia e a oxidação da matéria orgânica tem como produto da digestão anaeróbia a geração de gás carbônico e gás metano, o gás metano pode ser calculado usando a equação (4.15).

$$V_{CH_4} = (0,35) \left[(S_0 - S)(Q)(10^3 \text{ g / Kg})^{-1} - 1,42P_x \right] \quad (4.15)$$



A massa do sólido biológico sintetizado na digestão de alta carga em um reator de mistura completa sem reciclo pode ser estimado usando a equação (4.16).

$$P_x = \frac{YQ(S_0 - S)(10^3 \text{ g / Kg})^{-1}}{1 + k_d(SRT)} \quad (4.16)$$

5 RESULTADOS

Para avaliar os resultados gerados pelo simulador, foi utilizado dados obtidos da seguinte literatura Wasterwater Engineering, Treatment and Reuse (McCalf & EDDY), no qual simulou o exemplo contido na pagina 1001, tal exemplo sofreu algumas adaptações para a simulação.

O exemplo resolvido citado na literatura acima trata do problema do tratamento de esgoto domestico, no qual deve ser tratado por um reator de contato anaeróbico com mistura homogenia. Os parâmetros físicos, químicos e biológicos do processo são dados na Tabela .

Tabela 1 – Informações gerais sobre o esgoto doméstico (METCALF & EDDY, 2003)

Vazão do Afluente (m ³ /d)	300
DQO total (mg/L)	6000
DQO solúvel (mg/L)	4000
DQO/TSS	1.8
Alcalinidade (mg/L)	500
Temperatura (°C)	25
k _d	0.03
Y	0.08
TSS (mg/L)	150
SRT (d)	63
MLSS (mg/L)	6000
% TSS	80
% CH ₄	65

Os resultados gerados na simulação são apresentados na **Erro! Autoreferência de indicador não válida.**, juntamente com os resultados obtidos na literatura, em seguida na coluna ao lado está o erro percentual entre os resultados, o qual observa que os erros estão no intervalo de 1,17% a 4,24%. Tal diferença ocorre devido aos erros de arredondamento feito pelo computador quando são efetuados os cálculos. Os dados na tabela 2 mostram o dimensionamento do reator necessário para alcançar a eficiência obtida na simulação, mostra



também a vazão de gás metano (biogás) produzido, além da alcalinidade necessária para o controle do pH da solução e a geração de lodo no processo.

Tabela 2 – Comparação dos resultados da simulação e da literatura

	Literatura	Simulação	Erro (%)
$P_{x,tss}$ (kg/d)	132,68	138,55	4,24
Voluma reator (m^3)	1393,00	1454,74	4,24
Vazão Metano (m^3/d)	616,60	639,37	3,56
Alcalinidade (mg $CaCO_3/L$)	1000,00	1000,00	0,00
pH	6,27	6,27	0,00
Eficiência (%)	87,83	88,87	1,17

5.1 AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA, PRODUÇÃO DE METANO E BIOMASSA

O uso do simulador possibilita projetar sistema de tratamento de reatores anaeróbio de contato tendo em vista a melhor eficiência para o processo. Pode também manter o controle da qualidade no processo tendo em mãos os dados de operação para alimentar o simulador.

Para avaliar o comportamento da eficiência do reator anaeróbio, da quantidade de gás metano gerado e do substrato ambos em função do tempo de retenção de sólidos, uma vez que o tempo de retenção de sólidos é uma das variáveis importante para o projeto de reator anaeróbio (Appels, *et. al*, 2008).

Para estudar o comportamento das variáveis foi mantida a vazão de entrada do efluente, DQO total, DQO solúvel, a relação DQO/TSS, k_d , Y, TSS, MLSS, % TSS e % CH_4 constante com os respectivos valores: 300 m^3/d , 6000 mg/L, 4000 mg/L, 1.8, 0.03, 0.08, 150 mg/L, 6000 mg/L, 80 e 65 respectivamente. A simulação foi realizada com três temperaturas diferentes, são elas: 25°C, 30°C e 35°C. Com propósito de comparar o efeito da temperatura no processo.

5.1.1 Efeito do tempo de retenção de sólidos na eficiência

No gráfico 1 mostra o comportamento da eficiência do processo anaeróbio em diferentes temperaturas com a variação do tempo de retenção de sólidos. A eficiência apresenta melhor resultado para temperaturas elevadas, tal comportamento ocorre pelo fato das baterias anaeróbicas apresentarem maior taxa na degradação da matéria orgânica. O tempo que as baterias anaeróbicas são expostas a altas temperaturas também fará que a taxa de

degradação seja elevada o que aumenta a eficiência do processo. Como pode ser observado no gráfico, se compararmos a eficiência para as temperaturas de 25, 30 e 35°C, para o tempo de retenção de 10 dias, pode-se observar que, para a temperatura de 35°C a eficiência é aproximadamente de 95%, sendo a maior entre as temperaturas, na medida em que a temperatura é menor a eficiência também é menor.

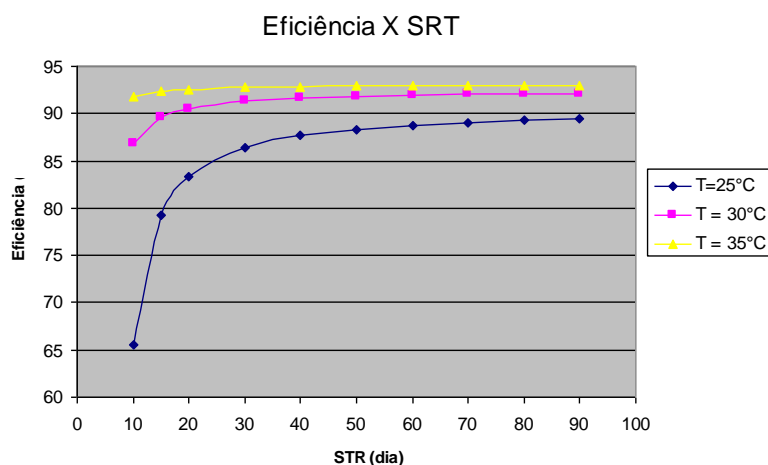


Gráfico 1- Eficiência versus SRT

5.1.2 Efeito do tempo de retenção de sólidos na concentração de biomassa

A concentração de biomassa é reduzida na medida em que o tempo de permanência no reator aumenta, tal comportamento é verificado pelo gráfico 2. Esse comportamento ocorre pelo fato de que as bactérias presente no sistema se alimentam da biomassa para fazer o processo de degradação da matéria orgânica, quanto maior o tempo de contato das bactérias com a biomassa, mais biomassa será consumida pelas bactérias. Diferente do tempo de retenção de sólidos, a temperatura não mostra ter uma forte influência no processo, as curva no gráfico 3 para as temperatura estão muito próxima uma das outras.

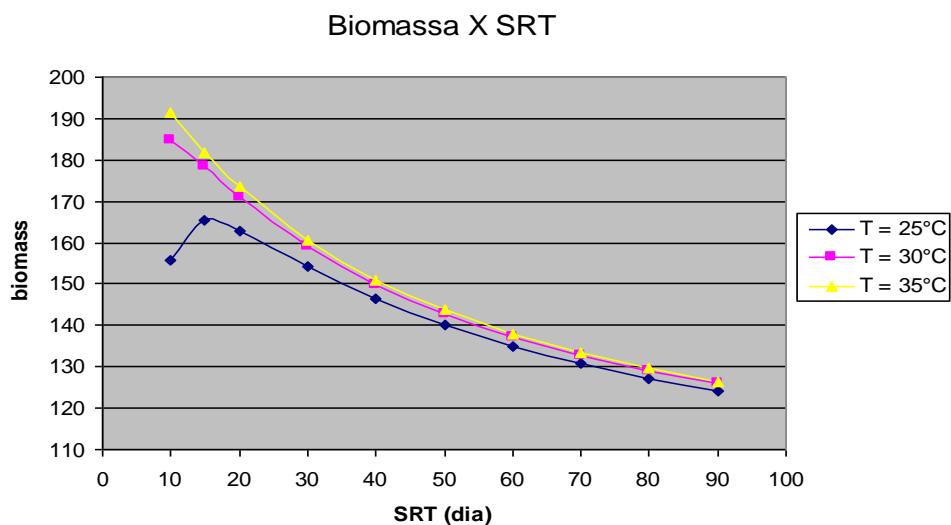


Gráfico 2 – Biomassa versus SRT

5.1.3 Efeito do tempo de retenção de sólidos na produção de metano

No gráfico 3 apresenta o comportamento da geração do gás metano com a variação do tempo de retenção de sólidos. Ao contrario do que é mostrado nos gráficos 1 e 2, inicialmente a geração do gás metano para a temperatura de 35°C é menor que a gerada na temperatura de 30°C e maior do que a de temperatura de 25°C, com o aumento do SRT a curva da temperatura de 30°C tem um aumento gradativo, já as curva de 25 e 35°C tem comportamentos opostos. A um SRT de aproximadamente de 25 dias as curvas se cruzam em um ponto comum com uma mesma vazão de metano. A geração de metano a altas temperaturas, não vão gerar altas vazões de metano, isto se explica pelo fato de que as bactérias que são responsáveis pela degradação da matéria orgânica não têm uma boa eficiência.

Na temperatura de 30°C mostra uma maior geração de metano, sua curva é semelhante à curva da temperatura de 25°C, apesar de que inicialmente a geração do metano é menor para a temperatura de 25°C como é de se esperar.

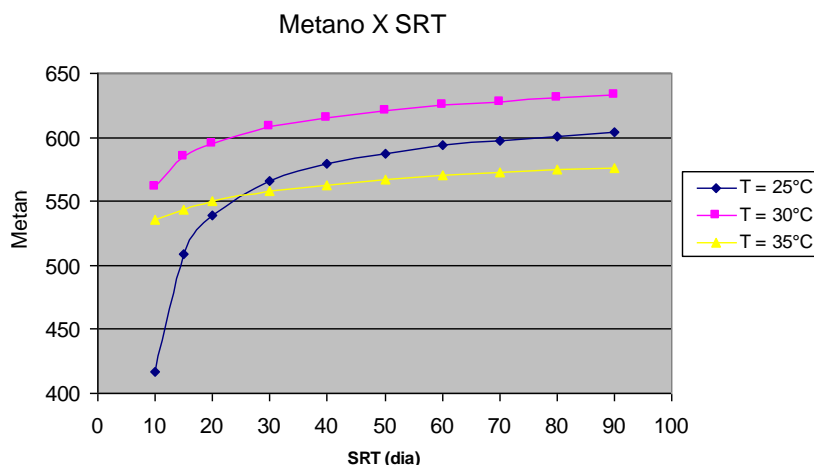


Gráfico 3 – Metano versus SRT

6 CONCLUSÃO

Os resultados das simulações revelaram que o *software* “ANASYSTEM 1.0” produziu resultados coerentes com os encontrados na literatura, o que serviu para validar o simulador, que pode ser usado para desenvolver projetos, avaliar desempenho de processos ou como ferramentas de uso acadêmico.

A interface do *software* com o usuário é relativamente amigável e proporciona a obtenção de resultados rápidos, ideal para anteprojetos ou simulações do tipo EVOP (“*evolutionary operation*”) em sistemas reais. É possível realizar diversas simulações alterando as variáveis de projetos, uma delas sendo o SRT (tempo de retenção de sólidos). Outra vantagem que o *software* é o controle do pH, que fornece a quantidade de substância (bases) que controle o pH.

Para trabalhos futuros, é interessante o aprimoramento do *software* e desenvolvimento de opções para simulações com outro tipo de efluentes ou outras configurações de reatores, deixando-o mais completo e robusto.



7 REFERENCIAS

1. APPELS, L., BAEYENS, J., DEGRÈVE, J., DEWIL, R.; Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in Energy and Combustion Science*, 34, (2008), 755-781.
2. BOENING, P. H. & LARSEN, V. F. Anaerobic fluidized bed whey treatment. **Biotechnology and bioengineering**, xxiv: 2539-56, 1982.
3. BRASIL, N.I. Introdução à Engenharia Química. 3ª Ed. Interciência, 2013.
4. CHEN, Y. R. & HASHIMOTTO, A. G. Kinetics of methane fermentation. **Biotechnology and Bioengineering Symp.** 269-82, 1978.
5. CHERNICHARO C.A.L. (1997). **Princípios de Tratamento Biológico de Águas Residuárias. Vol. 5. Reatores Anaeróbios.** Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental (DESA): UFMG. 2. ed. Belo Horizonte.
6. DIAZ-BAEZ, M. C. A Study os Factors Affecting Attachment in the Startup and Operation of Anaerobic Fluidized Bed Reactors. Instituto de Ensayos e Investigation, Universidad Nacional, Bogotá (CO), Bologna, Italy, p 105-108, may 1988.
7. FOGLER, H.,S.; Elementos de Engenharia das Reações Químicas. Rio de Janeiro: LTC, 2002.
8. FLORENCIO, F., BASTOS, R.K.X, AISSE, M.M.; Tratamento e Utilização de esgotos sanitários. Rio de Janeiro: ABES, 2006.
9. FROSTELL, B. Wastewater: energy for the future **Water and Wastes Engineering. 16:** June 1980.
10. GOSH, S. & CONRAD, J. R. Anaerobic process. **Jounal WPCF**, 47: 1278-300, June 1975.



11. JORDENING, H. J.; PELLEGRINI, A. and BUCHHOLZ, K. Fluidized bed reactor for purification of waste water with high calcium content. **Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion**. Bologna, Italy, May 22-26, 1988. p. 289-94.
12. LAQUIDARA, M. J.; BLANC, F. C.; & SHANGHNESSY, J. C. Development of biofilm, operating characteristics and operational control in the anaerobic rotating biological contator process. **Journal WPCF**, 58 - 107-14, February, 1986.
13. LYBERATOS, G., SKIADAS, I.V. **Modelling of Anaerobic Digestion – A Review**. Global Nest: Int. J. Vol 1, No 2, pp 63-76, 1999.
14. MC CARTY, P. L. Anaerobic treatment of soluble wastes. For presentation at the special lecture series advances in water quality improvement, The University of Texas, April 4 - 7, 1966.
15. SMITH, R. J. The Anaerobic Digestion of Livestock Wastes and the Prospects for Methane Production. Engineering Departament Agricultural, Iowa State, nov., 1973. p. 1-30.
16. SPEECE, R. E. Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters. Ed. Archae Press, 1996. p.394.
17. WANG, Y-T.; SUIDAN, M. T. and RITTMAN, B. E., Kinitics of Methanogens in an Expanded-bed Reactor. Associate Members, ASCE, **Journal of Enviromental Engineering**, vol 112. no. 1, February, 1986.