



UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE TECNOLOGIA E RECURSOS NATURAIS
UNIDADE ACADÊMICA DE ENGENHARIA CIVIL
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL



MARCOS HENRIQUE SILVA ARAGÃO

Dissertação de Mestrado

Produção de Proteína Unicelular a Partir de Vinhoto

Orientador: Prof^o. PhD Adrianus C. van Haandel.

Campina Grande - PB

Agosto/2017

MARCOS HENRIQUE SILVA ARAGÃO

Produção de Proteína Unicelular a Partir de Vinhoto

Dissertação de mestrado apresentado à
Universidade Federal de Campina Grande –
UFCG.

Profº. PhD Adrianus C. van Haandel

Orientador

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCG

A659p Aragão, Marcos Henrique Silva.
 Produção de proteína unicelular a partir de Vinhoto / Marcos Henrique Silva
 Aragão. – Campina Grande, 2017.
 92 f. : il. color.

 Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil e Ambiental) – Universidade
 Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, 2017.
 "Orientação: Prof. Dr. Adrianus C. Van Haandel".
 Referências.

 1. Proteína Unicelular. 2. Vinhoto. 3. Lodos Ativados. 4. EBPR. 5. OHO. 6.
 PAO. I. Haandel, Adrianus C. Van. II. Título.

CDU 628.336(043)

MARCOS HENRIQUE SILVA ARAGÃO

PRODUÇÃO DE PROTEÍNA UNICELULAR A PARTIR DE VINHOTO

COMISSÃO EXAMINADORA

Aprovada em: ____/____/____

Orientador: Prof. Dr. Adrianus C. van Haandel
UFCG – PB

Examinador: Prof^a. Dr^a. Mônica de Amorim Coura
UFCG – PB

Examinador: Prof. Dr. José Tavares de Sousa
UEPB – PB

CAMPINA GRANDE – PB
2017

AGRADECIMENTOS

À minha mãe, Ana Paula, por ter me dado a educação de que disponho, pelos conselhos que me guiaram até aqui, por todo o suporte que tenho recebido e por tudo o que sempre fez e faz por mim.

À minha namorada, Ana Patrícia, por todo o apoio e incentivo, pela compreensão e paciência, pelo carinho e cuidado, pelos momentos maravilhosos que temos compartilhado e por me fazer tão bem.

Ao professor Adrianus C. van Haandel, por ter me concedido a oportunidade de realizar esta pesquisa, pela orientação que me deu durante todo este período, por todo o conhecimento transmitido e todas as contribuições feitas para o desenvolvimento deste trabalho.

Aos professores componentes da banca examinadora, Mônica de Amorim Coura e José Tavares de Sousa, por aceitarem o convite e pela disposição de analisarem e contribuírem para o enriquecimento deste trabalho.

Aos meus amigos, George Belmino, pela convivência, pelo apoio e pela amizade que construímos ao longo desses anos e Whelton, pela sua amizade e por todo o apoio e auxílio para que eu conseguisse concluir este trabalho.

Aos meus colegas do mestrado que estiveram comigo durante uma boa parte dessa jornada e que sempre contribuíram compartilhando valiosos conhecimentos.

Às bolsistas e mestrandas do laboratório do PROSAB, Suênia, Tuilly, Mariah, Luciana, Martina e Camila, pela amizade e pelo auxílio indispensável tanto na monitoração dos sistemas quanto na realização das análises laboratoriais.

À Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES), pela disponibilização da bolsa de mestrado.

E a todos que de alguma forma me apoiaram e contribuíram para o desenvolvimento deste trabalho.

“Em parte alguma a liberdade é mais importante do que onde nossa ignorância é maior – nas fronteiras do conhecimento, em outras palavras, onde ninguém pode prever o que existe um passo à frente.”

(Friedrich A. von Hayek)

RESUMO

No processo de produção do álcool são gerados até 15 litros de vinhoto por litro de álcool produzido. O vinhoto é um rejeito caracterizado por apresentar elevadas concentrações de material orgânico e nutrientes. Essas características fazem do vinhoto um substrato adequado para a produção de proteína unicelular (PUC) em sistemas de lodos ativados mediante a produção de excessiva de biomassa bacteriana, que é constituída por cerca de 60 -70 % de proteínas, podendo ser empregada como ração animal. O lodo do tipo PAO, produzido em sistemas EBPR, é caracterizado por ter uma taxa de decaimento bacteriano notadamente inferior em comparação aos microrganismos ordinários de lodos ativados. Isso representa uma vantagem para a produção de PUC, tanto pela manutenção de uma quantidade maior de biomassa, quanto pelos menores requisitos de oxigênio para a oxidação das células mortas. O desenvolvimento desses microrganismos no lodo exige uma mudança operacional no regime de aeração, introduzindo uma fase anaeróbia em cada batelada, na qual é realizada a alimentação com o substrato. Este trabalho teve como objetivos: avaliar e comparar a produção máxima de PUC a partir do vinhoto em sistemas de lodos ativados em função da idade de lodo tanto para os organismos heterotróficos ordinários (OHO) como para organismos acumuladores de polifosfato (PAO), determinar a eficiência de remoção de material orgânico e de nutrientes, a determinação das composições dos lodos e a determinação das principais constantes cinéticas e estequiométricas de cada um deles. Foi aplicada a respirometria como ferramenta para a caracterização cinética do consumo do material orgânico e adotada a teoria de lodos ativados proposta por van Haandel e Marais (1999). Foram operados e monitorados dois reatores em bateladas sequenciais com idade de lodo de 8 dias, sendo um deles submetido a uma interrupção no regime de aeração, introduzindo uma fase anaeróbia no início de cada batelada visando ao desenvolvimento de um lodo do tipo PAO. Os resultados obtidos demonstraram que houve uma produção satisfatória de lodo em ambos os reatores, bem como uma elevada remoção de material orgânico no efluente. Não se observou uma remoção em excesso de fósforo ou uma elevada fração de fósforo incorporada ao lodo produzido no sistema submetido à modificação no regime de aeração, além disso não foi observada uma produção mais elevada de lodo nesse sistema, indicando que o lodo PAO não foi produzido. A determinação do comportamento cinético dos lodos demonstrou que existe um elevado potencial de produção de PUC em sistemas lodos ativados tratando vinhoto, embora essa produção seja limitada pela capacidade de oxigenação dos aeradores e esteja condicionada ao avanço desses equipamentos.

Palavras-chave: Proteína Unicelular; Vinhoto; Lodos Ativados; EBPR; OHO; PAO

ABSTRACT

In the process of producing the alcohol, up to 15 liters of vinasse per liter of alcohol produced are generated. The vinasse is a reject characterized by high concentrations of organic material and nutrients. These characteristics make vinasse a suitable substrate for the production of single cell protein (SCP) in activated sludge systems through the production of excessive bacterial biomass, which consists of about 60-70% of proteins, can be used as animal feed. The PAO-type sludge, produced in EBPR systems, is characterized by having a markedly lower bacterial decay rate compared to ordinary activated sludge microorganisms. This represents an advantage for the production of PUC, both by maintaining a higher amount of biomass and by lower oxygen requirements for the oxidation of dead cells. The development of these microorganisms in the sludge requires an operational change in the aeration regime, introducing an anaerobic phase in each batch, in which the feeding with the substrate is carried out. The objective of this work was to evaluate and compare the maximum production of SCP from vinasse as a function of sludge age in activated sludge systems for both ordinary heterotrophic organisms (OHO) and polyphosphate accumulating organisms (PAO). Efficiency of removal of organic matter and nutrients, determination of the sludge compositions and determination of the main kinetic and stoichiometric constants of each of them. It was applied the respirometry as a tool for the kinetic characterization of organic material consumption and adopted the theory of activated sludge proposed by van Haandel and Marais (1999). Two reactors were operated and monitored in sequential batches with a sludge age of 8 days, one of them being submitted to an interruption in the aeration regime, introducing an anaerobic phase at the beginning of each batch, aiming at the development of a PAO type sludge. The results showed that there was a satisfactory production of sludge in both reactors, as well as a high removal of organic material in the effluent. There was no excess removal of phosphorus or a high fraction of phosphorus incorporated into the sludge produced in the system submitted to the modification in the aeration regime, in addition no higher sludge production was observed in this system, indicating that the PAO sludge was not produced. The determination of the kinetic behavior of the sludge showed that there is a high potential in the PUC production in activated sludge treatment systems, although this production is limited by the oxygenation capacity of the aerators and is conditioned to the advance of these equipment.

Keywords: Single Cell Protein; Vinasse; Activated sludge; EBPR; OHO; PAO

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1: Modelo simplificado da utilização de material orgânico nos processos de lodos ativados.....	11
Figura 3.2: Frações de DQO no efluente, oxidada e transformada em lodo em função da de lodo	17
Figura 3.3: Representação de um gráfico obtido a partir do registro da TCO em um teste respirométrico.....	18
Figura 3.4: Representação esquemática do sistema de lodos ativados do tipo Bardenpho com 3 reatores (anóxico-aeróbio-anóxico) e um decantador secundário	24
Figura 3.5: Representação esquemática do sistema de lodos ativados do tipo Johannesbug com 4 reatores (anaeróbio-anóxico (pré-D)-aeróbio-anóxico (pós-D)) e um decantador secundário	25
Figura 3.6: Representação esquemática do sistema de lodos ativados do tipo UCT com 3 ou 5 reatores (anaeróbio-anóxico-aeróbio-anóxico) e um decantador secundário	25
Figura 3.7: Representação esquemática do ciclo operacional do reator de bateladas sequenciais	27
Figura 3.8: Variação das concentrações dos principais compostos envolvidos no processo EBPR durante o ciclo anaeróbio/aeróbio	29
Figura 3.9a: Frações de DQO no efluente, oxidada e transformada em lodo em função da idade de lodo para microrganismos do tipo OHO.....	31
Figura 3.9b: Frações de DQO no efluente, oxidada e transformada em lodo em função da idade de lodo para microrganismos do tipo PAO.....	31
Figura 3.10: Representação esquemática do sistema utilizado para a realização dos ensaios respirométricos	33
Figura 4.1: Fluxograma descritivo das etapas da pesquisa.....	36
Figura 4.2: Representação esquemática do sistema de reatores RBS (R1 e R2) utilizados nesta investigação experimental	37
Figura 4.3: Reatores R1 e R2	38

Figura 4.4: Exemplo de um respirograma típico obtido a partir de um teste realizado com o licor misto de um sistema de lodos ativados	43
Figura 4.5: Aparelhos utilizados na realização dos ensaios respirométricos	45
Figura 5.1: Respirograma típico gerado em um teste respirométrico a partir do lodo do tipo OHO	61
Figura 5.2: Variação da DQO aplicada e do potencial de metabolização do material orgânico pelos microrganismos por unidade de volume do reator em função da idade de lodo.....	70
Figura 5.3: Variação da produção de lodo e de proteína por unidade de volume do reator em função da idade de lodo	71
Figura 5.4: Variação da taxa de consumo de oxigênio em função da idade de lodo.....	72
Figura 5.5: Variação da das concentrações das diferentes frações do lodo no interior do reator em função da idade de lodo	73
Figura 5.6: Variação da vazão afluyente em função da idade de lodo	74

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1: Principais parâmetros do vinhoto gerado nas destilarias anexas e autônomas.....	8
Tabela 4.1: Parâmetros analisados na monitoração dos reatores de lodos ativados.....	39
Tabela 4.2: Parâmetros de composição e concentração dos substratos para a produção de microrganismos OHO e PAO.....	41
Tabela 4.3: Parâmetros analisados na monitoração dos reatores de lodos ativados.....	42
Tabela 4.4: Parâmetros cinéticos utilizados para a caracterização dos lodos e as suas equações.....	47
Tabela 4.5: Parâmetros e valores utilizados para o preenchimento do modelo teórico de lodos ativados.....	48
Tabela 5.1: Parâmetros de composição e concentração dos substratos para a produção de microrganismos OHO e PAO.....	51
Tabela 5.2: Concentrações de DQO afluente e efluente determinadas para os reatores BRS para a produção de OHO e PAO.....	52
Tabela 5.3: Concentrações de SST e SSV determinadas para os reatores R1 e R2.....	53
Tabela 5.4: Taxas de produção de SST e SSV por unidade de volume de reator determinadas para os reatores R1 e R2.....	54
Tabela 5.5: Comparação entre a produção teórica e experimental de SSV para os reatores R1 e R2.....	55
Tabela 5.6: Produção de sólidos nos reatores R1 e R2 em termos de massa de lodo produzido por unidade de massa de material orgânico aplicado.....	56
Tabela 5.7: Concentrações de NTK no afluente, no efluente bruto e no efluente filtrado determinadas para os reatores R1 e R2.....	56
Tabela 5.8: Concentrações de orto-P no afluente, no efluente bruto e no efluente filtrado determinadas para os reatores R1 e R2.....	58
Tabela 5.9: Frações catabolizada e anabolizada do material orgânico afluente.....	64
Tabela 5.10: Coeficiente de rendimento determinado para os lodos gerados nos reatores R1 e R2.....	65
Tabela 5.11: Taxa máxima de utilização do substrato determinada para os lodos gerados nos reatores R1 e R2.....	66
Tabela 5.12: Constante de utilização máxima do substrato pelo lodo ativo determinada para os lodos gerados nos reatores R1 e R2.....	66

Tabela 5.13: Constante de crescimento máximo do lodo ativo determinada para os lodos gerados nos reatores R1 e R2	67
Tabela 5.14: Taxa de crescimento máximo do lodo ativo determinada para os lodos gerados nos reatores R1 e R2	68
Tabela 5.15: Taxa de decaimento do lodo ativo determinada para os lodos gerados nos reatores R1 e R2	68

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

μ_m:	Taxa específica máxima de crescimento (d^{-1})
AGV:	Ácidos Graxos Voláteis
AT:	Amplitude Total
A_{tra}:	Área do trapézio ($mg\ O_2.L^{-1}$)
b_h:	Constante de decaimento do lodo ativo (d^{-1})
C_r: $DQO^{-1}.d^{-1}$	Massa de lodo ativo por unidade de massa de DQO aplicada por dia ($mg\ SSV.mg\ DQO^{-1}.d^{-1}$)
CV:	Coefficiente de Variação
DBO:	Demanda Bioquímica de Oxigênio ($mgO_2.L^{-1}$)
DP:	Desvio Padrão
DQO:	Demanda Química de Oxigênio ($mg\ O_2.L^{-1}$)
DQO_{apl}:	DQO aplicada ($mg\ DQO.L^{-1}$)
f:	fração do lodo ativo decaído e transformado em resíduo endógeno
f_{ana}:	fração anabolizada do material orgânico
f_b:	Fração biodegradável da DQO
f_{cat}:	Fração catabolizada do material orgânico
f_{cv}:	Constante de proporcionalidade entre a DQO e a massa de sólidos orgânicos
f_n:	Fração de nitrogênio total Kjeldahl em lodo volátil
f_{up}:	Fração não biodegradável e particulada da DQO
f_{us}:	Fração não biodegradável e dissolvida da DQO
K_{la}:	Constante de transferência de oxigênio
K_{ms}:	Constante de utilização máxima do substrato pelo lodo ($mg\ DQO.mg\ X_a^{-1}.d^{-1}$)
KS:	Constante de meia saturação ($mgS.L^{-1}$)
MAPA:	Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento
MMA:	Ministério do Meio Ambiente
MO:	Material Orgânico
m_{Se}:	Fração de DQO afluente descarregada no efluente;
MS_o:	Massa de DQO diária no efluente ($kg\ OD.d^{-1}$ ou $kg\ DQO.d^{-1}$)
MS_{ta}:	Massa de DQO aplicada diariamente ($kg\ DQO.d^{-1}$)
MS_{te}:	Massa de DQO diária no efluente ($kg\ DQO.d^{-1}$)
MS_{xv}:	Massa de DQO diária no lodo de excesso ($kg\ DQO.d^{-1}$)
N:	Nitrogênio

NTK:	Nitrogênio Total Kjeldahl (mgN.L^{-1})
OD:	Oxigênio dissolvido (mg.L^{-1})
OD_{máx}:	Valor de oxigênio dissolvido de referência superior (mg.L^{-1})
OD_{mín}:	Valor de oxigênio dissolvido de referência inferior (mg.L^{-1})
OHO:	Ordinary Heterotrophic Organisms (Organismos Heterotróficos Ordinários)
P:	Fósforo
PAO:	Polyphosphate Accumulating Organism (Organismos Acumuladores de Polifosfato)
pH:	Potencial hidrogeniônico
PHA:	Poli- β -hidroxialcanoatos
PHB:	Poli- β -hidroxibutirato
poli-P:	Polifosfato
PROSAB:	Programa de Saneamento Básico
PUC:	Proteína Unicelular
PVC:	Poli cloreto de vinila
q:	Volume de licor misto a ser descartado (L.d^{-1});
Q_a:	Vazão afluente (L.d^{-1})
Q_e:	Vazão efluente (L.d^{-1})
RBS:	Reator em bateladas sequenciais
r_c:	Taxa de crescimento do lodo ativo ($\text{mg X}_a \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$)
r_{máx}:	Taxa máxima de consumo do substrato ($\text{mgS.L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$)
R_s:	Idade de lodo (d)
r_d:	Taxa de decaimento do lodo ativo ($\text{mg X}_a \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$)
r_o:	Taxa de oxidação do lodo ativo ($\text{mg X}_a \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$)
r_{us}:	Taxa de utilização máxima do material orgânico ($\text{mg DQO.L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$)
S_{ta}:	Concentração de DQO no afluente (mg DQO.L^{-1})
S_{te}:	Concentração de DQO no efluente (mg DQO.L^{-1})
SS:	Sólidos suspensos (mg.L^{-1})
SSF:	Sólidos suspensos fixos (mg.L^{-1})
SST:	Sólidos suspensos totais (mg.L^{-1})
SSV:	Sólidos suspensos voláteis (mg.L^{-1})
T:	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)
TCO:	Taxa de consumo de oxigênio ($\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$)
TCO_{end}:	Taxa de Consumo de Oxigênio endógena ($\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$)

TCO_{exo}:	Taxa de consumo de oxigênio taxa de consumo de oxigênio referente ao consumo do material orgânico extracelular (mg DQO.L ⁻¹ .d ⁻¹)
TCO_{máx}:	Taxa de consumo de oxigênio máxima (mgO ₂ .L ⁻¹ .h ⁻¹)
TCO_{tot}:	Taxa de consumo de oxigênio total (mgO ₂ .L ⁻¹ .h ⁻¹)
TDH:	Tempo de detenção hidráulica (h)
UCT:	University of Cape Town
UFMG:	Universidade Federal de Campina Grande
USEPA:	United States Environmental Protection Agency
V_r:	Volume do reator (L)
X_a:	Concentração de lodo ativo (mg SSV.L ⁻¹)
X_v:	Concentração de sólidos voláteis suspensos (mg SSV.L ⁻¹)
Y:	Coefficiente de rendimento (mg X _a .mg DQO ⁻¹)
Δt:	Variação do tempo

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	3
2. OBJETIVOS	5
2.1. Geral.....	5
2.2. Específicos	5
3. REVISÃO DE LITERATURA	6
3.1. Proteína Unicelular	6
3.2. Potencial de produção de PUC nas destilarias de álcool a partir da cana-de-açúcar ...	7
3.3. O material orgânico em águas residuárias	10
3.4. Idade de lodo.....	15
3.5. Frações do material orgânico no metabolismo bacteriano.....	17
3.6. Cinética da utilização do material orgânico.....	19
3.7. Sistemas de lodos ativados	23
3.7.1. Sistemas de fluxo contínuo.....	24
3.8. Reatores de bateladas sequenciais	25
3.9. Aspectos conceituais da acumulação de fósforo em excesso	28
3.10. Respirometria	32
3.11. Considerações finais.....	33
4. MATERIAL E MÉTODOS	36
4.1. Introdução	36
4.2. Concepção, projeto e operação dos reatores	37
4.3. Aeração dos reatores	38
4.4. Alimentação e descarte dos reatores	39
4.5. Caracterização e preparo do substrato	40
4.6. Procedimentos experimentais	42
4.7. Ensaios respirométricos	43

4.8.	Determinação das constantes cinéticas das bactérias heterotróficas.....	46
4.9.	Estimativas sobre a produção de PUC nas destilarias de cana-de-açúcar	48
5.	RESULTADOS E DISCUSSÃO	50
5.1	Introdução	50
5.2	Composição do substrato	51
5.3	Eficiência de remoção de DQO	51
5.4	Concentração de sólidos suspensos	52
5.5	Remoção de nutrientes	56
5.6	Determinação das constantes cinéticas e estequiométricas dos lodos	59
5.7	Estimativa do potencial de PUC nas destilarias.....	69
6.	CONCLUSÃO.....	76
7.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	78
	APÊNDICE A	83
	APÊNDICE B.....	88

1. INTRODUÇÃO

O nitrogênio é um dos principais elementos para a manutenção da vida humana. Ele é fundamental nos processos de produção de proteínas para consumo humano e animal, notadamente na agricultura, através da aplicação de fertilizantes nos campos de plantação. Estima-se que o consumo mundial de N é da ordem de 14 g por pessoa por dia (VAN HAANDEL e VAN DER LUBBE, 2012). Ele é um dos elementos mais abundantes no planeta e constitui, em volume, cerca de 78% do ar atmosférico. Em sua forma natural, o nitrogênio (N₂) não pode ser prontamente utilizado pelos seres vivos por se tratar de um composto gasoso altamente estável. A utilização do nitrogênio pelos seres vivos requer a sua transformação em uma forma mais quimicamente reativa.

Os processos de síntese de amônia por determinadas espécies de seres vivos são chamados de biofixação e a taxa com que esses processos ocorrem naturalmente não é rápida o suficiente para suprir a demanda global gerada pelo consumo de alimentos. De fato, essa demanda só pode ser suprida atualmente pela descoberta de um processo industrial denominado síntese de Haber-Bosch. Esse processo consiste na síntese de amônia através da reação entre nitrogênio e hidrogênio na presença de ferro em altas pressões e temperaturas. A amônia, por ser uma forma quimicamente reativa de nitrogênio pode ser adequadamente utilizável na agricultura como fertilizante (ERISMAN et al 2008).

O consumo de proteína per capita médio no planeta é de 77 g por dia (FAO, 2010). Para atender a essa demanda, mais de 100 milhões de toneladas de amônia são aplicadas anualmente na agricultura, na forma de fertilizantes, para a produção de alimentos que ou atendem diretamente o consumo humano ou são empregados como ração na criação de animais que, por sua vez, servem como uma das principais fontes de proteína para a população humana (FAO, 2015).

Contudo, essa prática está indissociavelmente ligada a um desperdício descomunal, que vai desde o ciclo de produção até o consumo final. Estima-se que apenas 20% do total de amônia destinado à agricultura, são de fato aproveitados no processo de produção de proteínas, enquanto o resto é perdido tanto no processo de produção, devido à ineficiência inerente a várias de suas etapas, quanto após ser aplicada no solo, através de fenômenos como volatilização, desnitrificação, lixiviação ou erosão (SMIL, 2001).

A produção de proteína animal exerce uma severa pressão no planeta, uma vez que exige o cultivo de uma grande quantidade de cereais e vegetais para alimentar os rebanhos. Esse cultivo, por sua vez, demanda não apenas vastas áreas de solo cultivável no mundo todo, como também enormes quantidades de recursos como água e energia. Estima-se que cerca de 2% do consumo global de energia seja empregado somente na produção de nitrogênio amoniacal pelo processo de Haber-Bosch (SMIL, 2001). Além disso, esse processo demanda também grandes áreas de terras cultiváveis para o cultivo de alimentos, o que vem provocando o desmatamento desenfreado de imensas áreas de florestas nativas, além do desencadeamento ou da aceleração do processo de desertificação em diversas regiões ocasionado pelo uso intensivo e inadequado do solo, diminuindo ainda mais a disponibilidade de terras cultiváveis em um planeta que dispõe de recursos finitos e escassos.

Além disso, nesse processo são liberadas grandes quantidades de gases prejudiciais ao meio ambiente. Para cada tonelada de proteína comestível produzida, são liberadas de 100 a 400 toneladas de gases de efeito estufa, como o CO_2 e CH_4 provenientes principalmente da atividade entérica dos animais ruminantes. Soma-se a isso o fato de que a volatilização da amônia presente nos fertilizantes é a principal fonte de emissão para a atmosfera de óxido nitroso, que é um gás conhecido por causar desequilíbrios na camada de ozônio (DENMAN et al. 2007).

A remoção de nutrientes, especialmente o nitrogênio, atualmente é uma das grandes preocupações em praticamente todos os principais processos de tratamento de águas residuárias. Tradicionalmente a remoção de nitrogênio se dá através dos processos sequenciais de nitrificação e desnitrificação. A nitrificação é a oxidação de amônia (a forma predominante de nitrogênio em águas residuárias) para nitrato utilizando o oxigênio como oxidante, um processo que requer energia para a transferência de oxigênio atmosférico para o meio líquido. No processo de desnitrificação, o nitrato formado é reduzido para nitrogênio molecular, através das bactérias heterotróficas que utilizam o material orgânico como agente redutor.

Analisando-se esse cenário, é possível perceber que uma grande quantidade de esforços e recursos poderia ser poupada. Por um lado, uma grande quantidade de energia é empregada nas estações de tratamento no mundo todo para se oxidar o nitrogênio presente nas águas residuárias, originalmente nas formas orgânica ou amoniacal, para sua forma mais oxidada, que é o nitrato (NO_3^-) e, em seguida, reduzi-lo para nitrogênio gasoso (N_2) para, finalmente, ser liberado na atmosfera. Por outro lado, outra enorme quantidade de energia é utilizada para

transformar N_2 em amônia que, por sinal, é a forma predominante em que o N se encontra na maioria das águas residuárias.

Portanto, é imprescindível o desenvolvimento de soluções que visem ao aproveitamento do potencial trófico desses efluentes, principalmente aqueles que possuem concentrações mais elevadas de nutrientes e que estão livres da presença de patógenos ou de compostos tóxicos, visando ao enobrecimento desses nutrientes mediante incorporação dos mesmos a compostos orgânicos, formando proteínas, que possam ajudar a suprir a demanda mundial por alimentos, ao invés de seguir empregando quantias substanciais de recursos para transformá-los em compostos químicos sem nenhum valor.

2. OBJETIVOS

2.1. Geral

Avaliar e comparar a produção de proteína unicelular a partir do material orgânico presente no vinhoto em sistemas de lodos ativados em função da idade de lodo tanto para organismos heterotróficos ordinários (OHO) como para organismos acumuladores de polifosfato (PAO).

2.2. Específicos

Determinar em função da idade de lodo para os lodos predominantemente formados por microrganismos OHO e PAO:

- A produção máxima de PUC tanto em termos de conversão (kg SSV/kg DQO) como também em termos de taxa de produção diária (kg SSV/m³.d);
- A eficiência de remoção de material orgânico (DQO) e de nutrientes (N e P);
- Composição da massa bacteriana, notadamente fração volátil (f_v), fração de nitrogênio (f_n) e de fósforo (f_p) no lodo a fração de PHB para os PAOs;
- Valores das constantes estequiométricas: fração catabolizada (f_{cat}) e anabolizada (f_{ana}) do material orgânico e o coeficiente de rendimento (Y);
- Valores das constantes cinéticas dos lodos produzidos: taxa máxima de utilização de substrato (r_{us}) taxa de crescimento (r_c) e de decaimento (r_d) do lodo ativo.

3. REVISÃO DE LITERATURA

3.1. Proteína Unicelular

A demanda mundial por proteínas vem se tornando maior a cada ano como resultado tanto do intenso crescimento da população mundial, como pela incorporação de quantidades cada vez maiores de proteína à dieta diária dessa população. Por esse motivo é que a população mundial vem enfrentando o atual cenário de escassez de proteínas, notadamente nos países menos desenvolvidos ou em desenvolvimento. Com o objetivo de minimizar esse problema, diversas linhas de pesquisa vêm gradativamente investigando a viabilidade da produção de proteína através de maneiras consideradas alternativas ou não convencionais. Uma das soluções que vem ganhando popularidade no mundo todo é a produção de proteína unicelular através da produção de microrganismos como algas, fungos, leveduras e bactérias em sistemas de tratamento ou aproveitamento de efluentes ou rejeitos ricos em matéria orgânica e macro nutrientes essenciais para o cultivo desses microrganismos. Essa biomassa, após separada e secada, pode ser empregada como ração para animais ou até mesmo como suplemento alimentar para os seres humanos.

O termo proteína unicelular (PUC) é utilizado para denominar a fração proteica extraída a partir das células secas dos microrganismos cultivados nesses processos. O material celular desses microrganismos é constituído preponderantemente por proteínas. As bactérias, por exemplo, são constituídas por cerca de 60 a 70% de proteínas em peso seco do seu material celular. Logo, a produção de biomassa invariavelmente implica na produção de proteína (SUMAN et al., 2015). Apesar de este termo ter sido criado apenas em 1996 por Carol L. Wilson, os estudos sobre a produção de proteína unicelular ganharam destaque durante as duas grandes guerras mundiais que ocorreram no início e na metade do século XX, respectivamente, como uma possível solução ao problema da escassez cada vez mais acentuada de fontes proteínas para atendimento ao consumo pela população humana (NASSERI et al., 2011). Desde então, uma quantidade cada vez maior de substratos vem sendo utilizada, diferentes métodos de cultivo vêm sendo empregados e uma variedade crescente de microrganismo vem sendo investigada nos processos.

Os microrganismos mais comumente aplicados na produção de PUC são algas, fungos, leveduras e bactérias. Alguns fatores utilizados para determinar a adequabilidade do uso de cada um desses microrganismo em um determinado tratamento são a sua taxa de reprodução ou de crescimento e a capacidade de cultivo em uma variedade de substratos (SUMAN et al., 2015). Além disso, fatores como a adaptabilidade de uma determinada espécie às condições ambientais e operacionais do sistema e o teor de proteína contido em suas células possuem uma importância determinante. Do ponto de vista da engenharia o fator mais importante é a produtividade, isto é, qual é a massa de proteína que pode ser produzida por unidade de volume e por unidade de tempo.

Os mais diversos tipos de substratos vêm sendo analisados em estudos sobre a produção de PUC. Alguns deles podem ser considerados substratos convencionais, como é o caso do amido, do melão, e do bagaço ou outros resíduos de frutas e vegetais. No entanto, outras aplicações menos convencionais envolvem subprodutos do petróleo, gás natural, etanol, metanol e biomassa lignocelulósica (MARTIN, 1991; BEKATOROU et al., 2006; SUMAN et al., 2015). Os principais métodos de cultivo utilizados na produção de PUC utilizam a técnica da fermentação, que pode ser sólida, semissólida ou submersa (NASSERI et al., 2011; SUMAN et al., 2015). No entanto a hipótese alternativa da produção de PUC através do cultivo em suspensão de bactérias heterotróficas em sistemas aeróbios como o de lodos ativados também apresenta aspectos vantajosos.

3.2. Potencial de produção de PUC nas destilarias de álcool a partir da cana-de-açúcar

O Brasil é o maior produtor mundial de cana-de-açúcar. Segundo o Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento – MAPA, a produção de cana-de-açúcar na safra 2015/2016 superou as 660 milhões de toneladas. Cerca da metade dessa produção foi destinada à produção de etanol, ultrapassando a marca de 30 milhões de m³, dos quais 61,8% foram destinados à produção de etanol hidratado, ou aproximadamente 18,6 milhões de m³, enquanto o restante se refere à produção de etanol do tipo anidro, ou cerca de 11,6 milhões de m³ (EPE, 2016).

Tanto o processamento da cana-de-açúcar quanto o refino do caldo dela extraído se caracterizam pela geração de elevadas quantidades de subprodutos, como o bagaço e a palha da

cana e também o vinhoto. Todos eles, embora não tão facilmente processáveis, possuem elevado potencial energético que, via de regra, não são devidamente aproveitados.

O vinhoto é a água residuária gerada pelas destilarias de cana-de-açúcar nos processos de produção de etanol. Assim como os demais subprodutos gerados no processamento da cana, ele se caracteriza por dispor de elevadas concentrações de material orgânico biodegradável, além de elevadas concentrações de nutrientes como N e P. Estima-se que, no processo de destilação do etanol, são gerados cerca de 10 – 15 litros de vinhoto por litro de etanol que é produzido (VAN HAANDEL, 2005). Na Tabela 3.1 são apresentados alguns dos principais parâmetros que caracterizam o vinhoto gerado como rejeito nas destilarias de cana de açúcar anexas e autônomas no processo de produção de etanol:

Tabela 3.1: Principais parâmetros do vinhoto gerado nas destilarias anexas e autônomas

Parâmetro	Unidade	Autônoma	Anexa
DQO	g.L ⁻¹	25 - 40	50 - 75
f_{us}	-	0,02	0,1
f_{up}	-	0,02	0,02
SST	g SST.L ⁻¹	3	5
NTK	g N.L ⁻¹	0,7	1,5
P	g P.L ⁻¹	0,6	1,2
K	g K.L ⁻¹	1,2	2
pH	-	3,5 - 4	3,5 - 4
Temperatura	°C	80 – 100	80 – 100

Fonte: (ELIA NETO, 2008)

Percebe-se então que as destilarias de álcool no Brasil possuem um potencial particularmente favorável para a produção de PUC, pois são responsáveis pela geração de grandes quantidades de uma água residuária com elevadas concentrações de material orgânico e nutrientes, além de não apresentar riscos de contaminação por microrganismos patogênicos como ocorre com as águas residuárias municipais, sendo, portanto, perfeitamente adequada para

o cultivo de microrganismos como as bactérias através de sistemas de tratamento aeróbio de águas residuárias.

Das mais de 660 milhões de toneladas de cana de açúcar cultivadas na safra 2015/2016 no Brasil, aproximadamente a metade foi destinada à produção de etanol, resultando em mais de 300 milhões de toneladas de cana destinadas ao setor alcooleiro. O processamento da cana de açúcar rende em uma média, entre destilarias autônomas e anexas, algo em torno de 100 litros de etanol por tonelada de cana processada (MANOCHIO, 2014). Dessa forma, o Brasil ultrapassou, na última safra, a marca de mais 30 milhões de m³ de etanol produzidos. Aplicando a estimativa média de que são gerados 12 litros de vinhoto para cada m³ de etanol que é produzido, foram gerados cerca de 360 milhões de m³ de vinhoto no mesmo período.

Assumindo-se o coeficiente de síntese celular, determinado por Van Haandel (1999), que estabelece que cerca de 0,45 g de SSV são sintetizados por grama de DQO que é consumido e uma concentração média de 30 g DQO.L⁻¹ de vinhoto, existe um potencial de produção de cerca de 10 kg de PUC por tonelada de cana processada ou cerca de 8 kg por m³ de vinhoto tratado. Isso resultaria potencialmente na produção de aproximadamente 3 bilhões de kg de PUC. Como o preço da PUC no mercado gira em torno de US\$ 1,0, esse comércio renderia US\$ 3 bilhões extra para o setor ou cerca de R\$ 10 bilhões, o que representaria uma renda significativa para o setor. É importante destacar também que todo esse potencial não apenas está sendo desperdiçado, como a forma que o vinhoto é descartado atualmente, nos próprios campos de cultivo da cana, provoca severos impactos ambientais através da emissão de gases de efeito estufa e eutrofização dos mananciais próximos a essas áreas.

A elevada produtividade de biomassa microbiana está intrinsecamente ligada aos sistemas de tratamento aeróbio de águas residuárias, em especial aos sistemas de lodos ativados. No processo de estabilização da matéria orgânica no sistema de lodos ativados uma fração relativamente pequena (1/3) do material orgânico afluyente é oxidada gerando, conseqüentemente, subprodutos inorgânicos sem nenhuma utilidade, como o CO₂, enquanto a maior parte (2/3) destina-se à produção de novas células de bactérias (MARAIS e EKAMA, 1976).

Este é, na maioria das vezes, um aspecto considerado indesejável, tendo em vista que o principal objetivo destes sistemas consiste na clarificação dos efluentes através da remoção de matéria orgânica e eventualmente de nutrientes visando ao atendimento à legislação ambiental vigente. Logo, as elevadas quantidades de lodo geradas diariamente são um outro problema

com o qual os operadores precisam se preocupar, pois este lodo precisa ser submetido a uma série de operações unitárias antes de ser descartado de uma forma ambientalmente adequada.

No entanto, se o sistema é projetado tendo como objetivo a produção de proteína unicelular em vez da destruição de material orgânico e nutrientes propriamente dita, a elevada produtividade de lodo nos sistemas de lodos ativados não apenas deixa de ser um inconveniente, como passa a ser um aspecto vantajoso do processo. Na verdade, quanto maior for a produtividade de biomassa bacteriana, tanto maior será a obtenção de PUC.

Esse lodo formado, enriquecido de proteínas, após separado da fase líquida através de simples processos físicos, pode então ser submetido a processos de secagem e utilizado como suplemento alimentar na forma de ração para a criação de animais. Isso é um fator importante, especificamente no caso do Brasil, devido ao fato de que nas regiões que apresentam atividade agrícola habitualmente ocorre também intensa atividade pecuária. Isso facilita consideravelmente a logística de oferta e distribuição do produto, tornando a produção ainda mais viável sob o ponto de vista econômico.

Analisando-se novamente os parâmetros expostos na Tabela 3.1, é possível verificar que o vinhoto pode ser empregado de forma bastante adequada na produção de PUC em um sistema aeróbio de tratamento de águas residuárias por apresentar as principais características necessárias para se obter uma elevada produtividade de biomassa. Dentre elas estão a elevada concentração de material orgânico, estando este predominantemente na forma de ácidos graxos voláteis, que é a forma mais facilmente utilizável pelas bactérias e a elevada concentração dos principais nutrientes essenciais ao crescimento das bactérias, como nitrogênio, fósforo e potássio. Além disso, pode-se destacar o aspecto da ausência de metais pesados e de microrganismos patogênicos, visto que este efluente está supostamente livre de contato com fezes humanas, o que é um pré-requisito determinante para se destinar qualquer produto ao consumo humano ou mesmo animal.

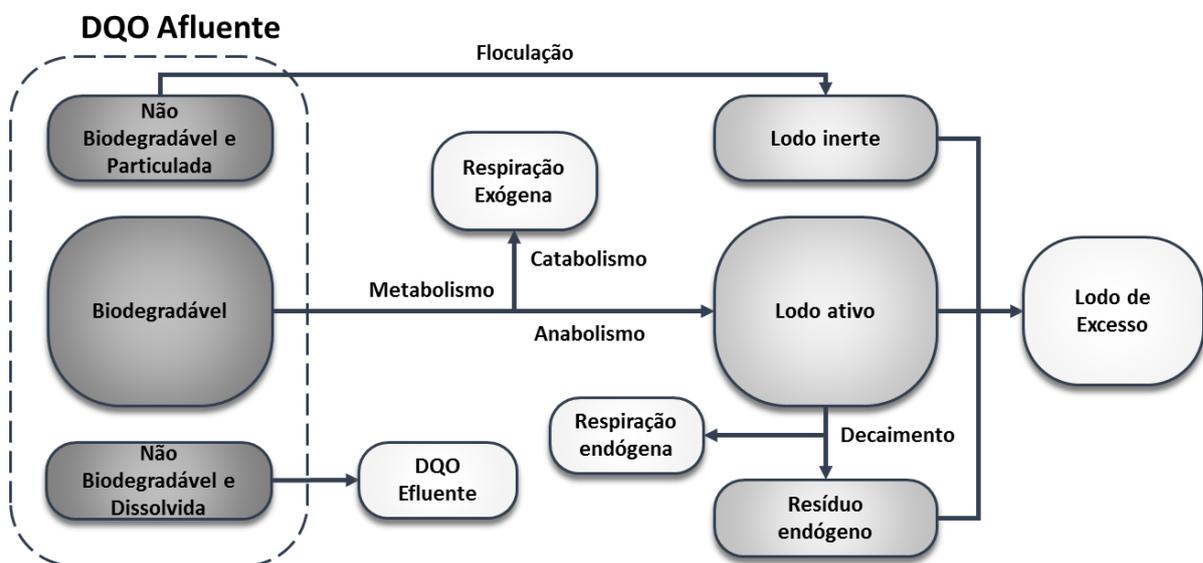
3.3. O material orgânico em águas residuárias

VAN HAANDEL e MARAIS (1999) desenvolveram um modelo simplificado através de uma série de equações que descrevem, de forma satisfatoriamente precisa, os principais processos microbiológicos que regem e regulam as transformações bioquímicas sofridas pela matéria orgânica durante os processos aeróbios de tratamento biológico de efluentes domésticos e industriais. Nesse modelo, o material orgânico afluente, geralmente composto por diferentes

componentes químicos, foi convenientemente dividido em frações experimentalmente mensuráveis que se distinguem tanto em relação ao seu formato e a forma em que se encontra disposto no meio líquido, quanto em relação à possibilidade de ser ou não utilizado pelos microrganismos heterotróficos nas suas atividades metabólicas, bem como a facilidade com que essa utilização ocorre.

A Figura 1 apresenta o comportamento da matéria orgânica presente no afluente de um sistema de lodos ativados. Ela é convencionalmente dividida em 3 frações básicas, sendo uma biodegradável (f_b) e outra não biodegradável, que por sua vez pode estar nas formas solúvel (f_{us}) e particulada (f_{up}). A fração não biodegradável do material orgânico não sofre nenhuma influência pelas bactérias presentes no reator. Sua fração dissolvida, f_{us} , deixa o sistema junto com o efluente. Porém a fração particulada, f_{up} , é aderida à biomassa através do processo de floculação e passa a ser a fração inerte do lodo. Que será descarregada do sistema junto com o lodo de excesso.

Figura 3.1: Modelo simplificado da utilização de material orgânico nos processos de lodos ativados



Fonte: adaptado de VAN HAANDEL e MARAIS, (1999)

Ambas as frações dissolvida e particulada do material biodegradável do afluente (f_b) são utilizadas pelas bactérias nos seus processos metabólicos como fonte de energia e carbono para a realização das suas atividades vitais (GUJER e HENZE, 1991). O processo metabólico ocorre em duas vias complementares: o catabolismo, no qual o material orgânico é oxidado, servindo

como doador de elétrons e fonte de energia para as bactérias através de um processo conhecido como respiração exógena, e o anabolismo, no qual o material orgânico é usado como fonte de carbono para a síntese celular, possibilitando o crescimento das bactérias, bem como o surgimento de novas células através da reprodução.

Nesse modelo foi desenvolvida também uma série de equações matemáticas que possibilitam a determinação dos fenômenos a que a matéria orgânica é submetida, além da sua mensuração, com uma boa acurácia. Logo, é possível determinar: a fração do material orgânico que é oxidada pela suspensão de lodo ativo no sistema e, conseqüentemente, o consumo de oxigênio a ser introduzido para que esse material seja completamente consumido; a fração que é incorporada à biomassa no processo de síntese de novas células e, portanto, a produtividade de lodo no sistema; e finalmente, a fração que não sofre nenhuma interferência no processo e deixa o sistema através do efluente.

Um conceito de fundamental importância para a descrição racional de sistemas de tratamento é o balanço de massa do material orgânico. O conceito deriva do fato de que no sistema de lodos ativados o material orgânico pode ser descarregado como uma das seguintes formas: (1) inalterada no efluente (2) transformada em sólidos no lodo de excesso ou (3) oxidada para produtos inorgânicos, basicamente CO₂ e H₂O. O balanço de massa considera que o fluxo de material orgânico entrando no sistema deve ser igual à soma dos fluxos dele saindo. A Equação 3.1 representa o balanço de massa entre o material orgânico afluyente e suas diferentes frações no processo:

$$MS_{ta} = MS_{te} + MS_{xv} + MS_o \quad (3.1)$$

onde:

MS_{ta} : massa de DQO aplicada diariamente (kg DQO.d⁻¹)

MS_{te} : massa de DQO diária no efluente (kg DQO.d⁻¹)

MS_{xv} : massa de DQO diária no lodo de excesso (kg DQO.d⁻¹)

MS_o : massa de DQO diária oxidada (kg OD.d⁻¹ ou kg DQO.d⁻¹)

A variável MS_{ta} representa a carga orgânica introduzida diariamente no reator e representa, portanto, o produto entre vazão e a concentração de DQO afluentes, como representada na Equação 3.2:

$$MS_{ta} = Q_a \cdot S_{ta} \quad (3.2)$$

onde:

MS_{ta} : massa da DQO aplicada diariamente (KgDQO.d⁻¹)

Q_a : vazão afluente (L.d⁻¹)

S_{ta} : concentração da DQO no afluente (mg DQO.L⁻¹)

Similarmente, foram desenvolvidas expressões matemáticas que expressam em termos de frações o comportamento da DQO afluente no sistema de lodos ativados. Embora a massa de lodo produzida no processo de tratamento não represente diretamente o valor da massa de material orgânico afluente anabolizado, MARAIS e EKAMA, (1976) determinaram empiricamente que existe uma relação de proporcionalidade entre uma unidade de massa de sólidos voláteis em suspensão em um lodo biológico e a sua DQO. Essa relação pode ser definida como o fator de conversão da massa de lodo volátil em DQO do lodo (f_{cv}), cujo valor é de aproximadamente 1,5 kg DQO/kg SSV (VAN HAANDEL e MARAIS 1999). A Equação 3.3 representa a porção do material orgânico afluente que é convertida em novas células de microrganismos e deixa o sistema através do lodo de excesso:

$$MS_{xv} = Q_e \cdot (f_{cv} \cdot X_v + S_{te}) \quad (3.3)$$

onde:

Q_e : vazão efluente (L.d⁻¹)

X_v : concentração de sólidos voláteis suspensos (mg SSV.L⁻¹)

S_{te} : concentração de DQO no efluente (mg DQO.L⁻¹)

f_{cv} : constante de proporcionalidade entre a DQO e a massa de sólidos orgânicos (1,5 mgDQO.mg SSV⁻¹)

A Equação 3.4 expressa matematicamente a fração do material orgânico afluente que é oxidada e o correspondente consumo de oxigênio dissolvido:

$$MS_o = TCO_c \cdot V_r \quad (3.4)$$

onde:

TCO_c : taxa de oxigênio dissolvido destinada à oxidação do material orgânico (mg OD.L⁻¹d⁻¹)

V_r : volume do reator (L)

É importante destacar que a oxidação de 1 kg de material orgânico de qualquer natureza pelos microrganismos implica em um consumo correspondente de 1 kg de O₂. Portanto, a determinação do fluxo de oxigênio consumido equivale numericamente à quantidade de material orgânico utilizado.

A Equação 3.5 se refere à fração do material orgânico afluente que não sofre influência alguma durante o processo e deixa o reator permanecendo dissolvido no efluente:

$$MS_{te} = Q_e \cdot S_{te} \quad (3.5)$$

A divisão do material orgânico em frações distintas é conveniente por propiciar uma caracterização aproximada do que ocorre no sistema, possibilitando a previsão de fatores importantes no processo como a produtividade diária de lodo, a capacidade de utilização de material orgânico, assim como o consumo de oxigênio correspondente. Outro aspecto importante é que essas frações podem ser facilmente determinadas experimentalmente através de simples testes de laboratório cujos resultados apresentam, de maneira geral, um nível satisfatório de precisão (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999).

3.4. Idade de lodo

A idade de lodo é o parâmetro mais importante do sistema de lodos ativados. A maioria dos parâmetros avaliados em relação ao desempenho desses sistemas depende diretamente desta variável. A idade de lodo representa o tempo médio em que uma unidade mássica do lodo permanece no interior do reator e é estabelecido pela relação entre a massa total de lodo no interior do reator e a massa que é descarregada diariamente junto com o efluente e pode ser expressado pela Equação 3.6:

$$R_s = \frac{V_r}{q} \quad (3.6)$$

Sendo:

q : volume de licor misto a ser descartado ($L \cdot d^{-1}$);

V_r : volume total de reatores (L);

R_s : idade de lodo (d^{-1}).

A produtividade de biomassa nos sistemas de lodos ativados está diretamente relacionada com a definição da idade de lodo. De fato, existe uma relação inversa entre o tempo de permanência dos sólidos no reator e a fração da DQO efluente que é convertida em novas células de microrganismos. No modelo desenvolvido por MARAIS e EKAMA (1976) foram concebidas equações que permitem prever, em função da idade de lodo do sistema, a fração da DQO afluente que será convertida em novas células de bactérias e a fração que será oxidada por elas no processo e, conseqüentemente, a quantidade de oxigênio requerida. Estas equações são apresentadas a seguir.

Existe, na grande maioria das águas residuárias, uma fração constante da DQO que não é utilizável pelas bactérias e que é descarregada do sistema junto com o efluente. Esta fração pode ser descrita pela Equação 3.7:

$$mS_e = f_{us} \quad (3.7)$$

A fração da DQO afluyente destinada à síntese celular é determinada pela Equação 3.8:

$$mS_x = \frac{f_{cv}(1-f_{us}-f_{up})(1+f_b b_h)C_r}{R_s} + f_{up} \quad (3.8)$$

Sendo:

f : fração do resíduo endógeno

b_h : constante de decaimento do lodo ativo

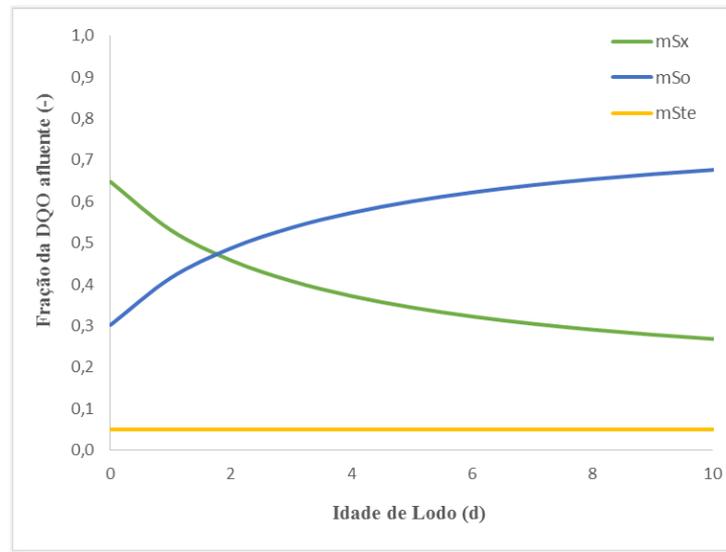
C_r : massa de lodo ativo por unidade de massa de DQO aplicada por dia (mg SSV.mg DQO⁻¹.d⁻¹)

A Equação 3.9 pode ser utilizada para determinar a fração da DQO afluyente oxidada pelas bactérias e, conseqüentemente, o fluxo de oxigênio necessário para a sua utilização:

$$mS_o = (1 - f_{us} - f_{up}) \left[(1 - f_{cv}Y) + \frac{f_{cv}(1-f)b_h Y R_s}{1+b_h R_s} \right] \quad (3.9)$$

Na Figura 3.2 pode-se observar o comportamento dessas frações em função da idade de lodo. Percebe-se que à medida que se aumenta a idade de lodo, uma fração menor da DQO afluyente encontra-se na forma de células de bactérias e uma fração cada vez maior é oxidada no processo, demandando uma quantidade equivalentemente maior de oxigênio.

Figura 3.2: Frações de DQO no efluente, oxidada e transformada em lodo em função da de lodo

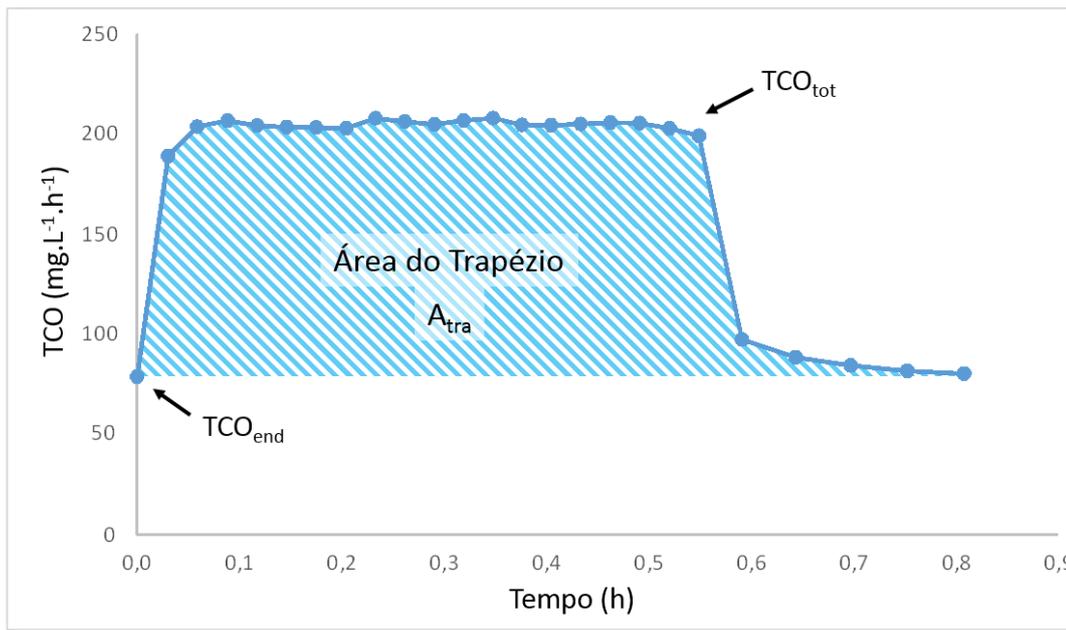


3.5. Frações do material orgânico no metabolismo bacteriano

O metabolismo das bactérias durante o consumo do material orgânico disponível é um processo de via dupla no qual uma parte da matéria orgânica é oxidada para que seja gerada a energia necessária para a incorporação e a síntese celular de uma outra parte da matéria orgânica consumido. Portanto, a determinação dessas frações é de extrema importância para a determinação das constantes que regem o metabolismo bacteriano.

A determinação da fração catabolizada (f_{cat}) do material orgânico é feita através da integração dos valores da TCO exógena (TCO_{exo}) exercida pelo lodo durante o consumo de uma quantidade conhecida de matéria orgânica com o auxílio da respirometria. Esses valores formam uma área em formato de trapézio, na qual a base inferior é definida pela TCO_{end} e a base superior é determinada pelo registro da TCO_{tot} , como pode-se verificar na Figura 3.3:

Figura 3.3: Representação de um gráfico obtido a partir do registro da TCO em um teste respirométrico



Fonte: Elaborada pelo próprio autor

Dado que 1 g de DQO é oxidado por 1 g de OD, a quantidade de material orgânico que é oxidado equivale numericamente à quantidade de oxigênio consumido. Portanto, a fração do material orgânico catabolizado é obtida através da relação entre a quantidade total de OD consumido, representada pela área do trapézio (A_{tra}) e a massa total de DQO aplicada, como expressa a Equação 3.10:

$$f_{cat} = \frac{A_{tra}}{DQO_{apl}} \quad (3.10)$$

onde:

f_{cat} : fração catabolizada do material orgânico

A_{tra} : Área do trapézio ($\text{mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1}$)

DQO_{apl} : DQO aplicada ($\text{mg DQO} \cdot \text{L}^{-1}$)

Como o material orgânico consumido pode ser apenas oxidado ou sintetizado, a fração do material orgânico anabolizado pode ser determinada através da diferença entre a DQO total utilizada e a fração catabolizada, como mostra a Equação 3.11:

$$f_{\text{ana}} = 1 - f_{\text{cat}} \quad (3.11)$$

onde:

f_{ana} : fração anabolizada do material orgânico

3.6. Cinética da utilização do material orgânico

No processo de metabolismo do material orgânico pelos microrganismos que formam o lodo ativo, aproximadamente 1/3 do material orgânico é catabolizado, enquanto os outros 2/3 são anabolizados (MARAIS e EKAMA, 1976; VAN HAANDEL e MARAIS, 1999). Portanto, a taxa de consumo de oxigênio referente ao consumo do material orgânico extracelular (TCO_{exo}) equivale a uma fração f_{cat} de toda a matéria orgânica consumida. Determinada então a TCO_{exo} , com o auxílio da respirometria, a taxa com que o material orgânico é metabolizado pelos microrganismos (r_{us}) pode ser calculada de acordo com a Equação 3.12:

$$r_{\text{us}} = \frac{\text{TCO}_{\text{exo}}}{f_{\text{cat}}} \quad (3.12)$$

onde:

r_{us} : taxa de utilização máxima do material orgânico ($\text{mg DQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$)

TCO_{exo} : taxa de consumo de oxigênio referente ao consumo do material orgânico extracelular ($\text{mg DQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$)

A taxa de utilização do material orgânico pelos microrganismos sempre tende sempre a apresentar uma velocidade constante e máxima, limitada pela própria capacidade metabólica dos mesmos, desde que haja suficientes concentração de substrato e disponibilidade de oxigênio

dissolvido, e que não existam fatores ambientais ou operacionais interferindo no processo. Essa observação foi feita pela primeira vez por Monod, em 1948, nos seus estudos sobre a cinética dos processos de utilização de monosubstratos, que estabeleceu que essa constante pode ser expressa de acordo com a Equação 3.13 (CATUNDA, 1998):

$$K_{ms} = \frac{r_{us}}{X_a} \quad (3.13)$$

onde:

K_{ms} : constante de utilização do substrato pelo lodo ativo (mg DQO.mg $X_a^{-1}.d^{-1}$)

X_a : concentração de lodo ativo (mg $X_a.L^{-1}$)

A constante de utilização de substrato estabelece a capacidade metabólica do lodo ativo ou, mais especificamente, determinada a quantidade em massa de material orgânico que uma unidade mássica de lodo é capaz de consumir por unidade de tempo. Sua determinação é de fundamental importância pois possibilita estimar a carga orgânica afluyente máxima que um determinado sistema é capaz de suportar sem que o tratamento adequado seja comprometido. Além disso, ela é um dos fatores limitantes para a taxa de crescimento do lodo e, portanto, para a produtividade de biomassa pelo sistema. A taxa de crescimento do lodo, por sua vez, está diretamente associada à taxa de utilização do material orgânico e é regulada pelo coeficiente de rendimento ou de síntese celular do lodo, como se observa na Equação 3.14:

$$r_c = Y. r_{us} \quad (3.14)$$

onde:

r_c : taxa de crescimento do lodo ativo (mg $X_a. L^{-1}.d^{-1}$)

Y : coeficiente de rendimento (mg $X_a.mg DQO^{-1}$)

O coeficiente de rendimento celular (Y) é a variável que define a quantidade de lodo volátil produzida por unidade de massa de material orgânico metabolizado e pode ser calculado de acordo com a Equação 3.15:

$$Y = \frac{(1-f_{cat})}{f_{cv}} = \frac{f_{ana}}{f_{cv}} \quad (3.15)$$

A velocidade de crescimento do lodo, ou a produtividade de biomassa no sistema, também pode ser calculada através da determinação da constante de crescimento do lodo ativo, ou seja, a constante de variação da massa de lodo ativo por unidade de tempo, de acordo com a Equação 3.16:

$$r_c = \mu_m \cdot X_a \quad (3.16)$$

onde:

μ_m : constante de crescimento máximo do lodo ativo (d^{-1})

Logo, substituindo-se a Equação 3.13 na Equação 3.14, e esta na Equação 3.16, a constante de crescimento máximo do lodo ativo, após isolada, pode ser determinada como mostra a Equação 3.17:

$$\mu_m = K_{ms}Y \quad (3.17)$$

A taxa de decaimento do lodo ativo, como demonstrado por VAN HAANDEL e MARAIS (1999), é uma reação de primeira ordem, na qual a concentração de lodo ativo (X_a) varia de acordo com a constante de decaimento (b_h) que, por sua vez, depende diretamente da temperatura na massa líquida. Ela pode ser determinada de acordo com a Equação 3.18:

$$r_d = -b_h X_a \quad (3.18)$$

onde:

r_d : taxa de decaimento do lodo ativo ($\text{mg } X_a \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$)

b_h : constante de decaimento do lodo ativo (d^{-1})

O lodo biológico, ao decair, produz uma fração f de sólidos que não é biodegradável, ou seja, que não pode ser utilizada pelas bactérias. Logo, a taxa de oxidação do lodo ativo é determinada pelo resultado da diferença entre a taxa de decaimento do lodo ativo e de formação do resíduo endógeno, como expresso na Equação 3.19:

$$r_o = b_h X_a - f b_h X_a = (1 - f) b_h X_a = (1 - f) r_d \quad (3.19)$$

onde:

r_o : taxa de oxidação do lodo ativo ($\text{mg } X_a \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$)

A taxa de consumo de oxigênio referente apenas ao consumo de oxigênio exercido pelo lodo remanescente para oxidar a fração orgânica das células das bactérias mortas é denominada TCO endógena (TCO_{end}). Considerando-se a relação de proporcionalidade que existe entre o valor da DQO e o valor em massa de SSV do lodo, f_{cv} , a TCO_{end} pode ser calculada através da taxa de decaimento do lodo ativo, como expressa a Equação 3.20:

$$\text{TCO}_{\text{end}} = f_{\text{cv}}(1 - f)r_d = f_{\text{cv}}r_o \quad (3.20)$$

onde:

TCO_{end} : TCO que referente à respiração endógena ($\text{mg } \text{O}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$)

f : fração do lodo ativo decaído e transformado em resíduo endógeno

A TCO endógena (TCO_{end}) também pode ser determinada experimentalmente, com o auxílio da respirometria, dado que a TCO tende a atingir um valor constante após todo o material orgânico extracelular ter sido utilizado, de modo que o consumo de oxigênio observado neste ponto é destinado apenas à oxidação das células das bactérias mortas.

A concentração da fração ativa do lodo (X_a) não é uma variável que possa ser determinada diretamente através procedimentos analíticos, como no caso das demais frações do lodo. No entanto, a TCO_{end} pode ser facilmente determinada através da respirometria. A concentração de X_a pode então ser determinada matematicamente, substituindo-se a Equação 3.19 na Equação 3.20, e após isolada a variável X_a , obter a Equação 3.21:

$$X_a = \frac{TCO_{end}}{f_{cv}(1-f)b_h} \quad (3.21)$$

3.7. Sistemas de lodos ativados

O sistema de lodos ativados é uma modalidade de reatores biológicos empregados no tratamento de águas residuárias domésticas e industriais. O princípio conceitual do processo consiste no emprego de unidades físicas como tanques ou reatores nos quais é introduzida a água residuária a ser tratada por uma série de processos biológicos desempenhados por uma massa ativa de microrganismos mantida em constante suspensão através de agitação contínua, usualmente provocada pela injeção de bolhas de ar, que são capazes de transformar os principais constituintes indesejáveis presentes nas águas residuárias em subprodutos ambientalmente inócuos (PESSOA e JORDÃO, 2009).

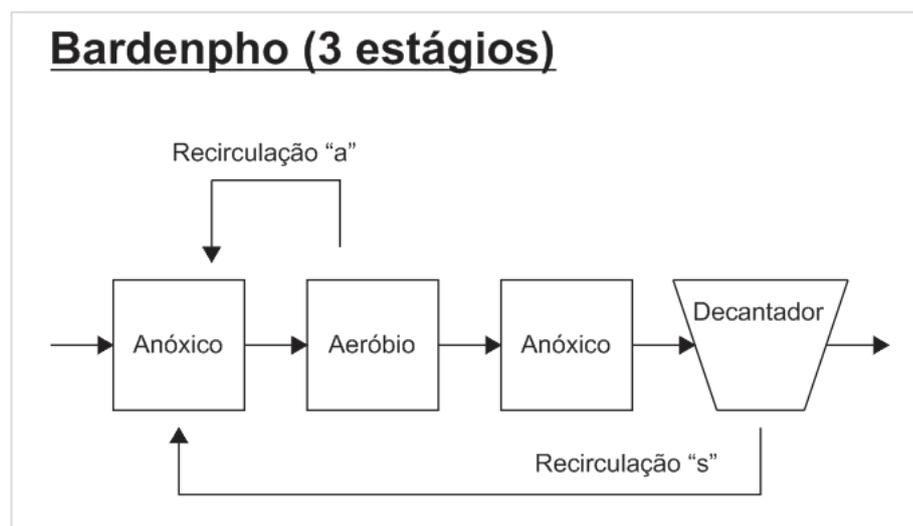
O desenvolvimento desse sistema surgiu da necessidade de se elevar a eficiência no tratamento de águas residuárias para que fossem gerados efluentes finais de qualidade superior àqueles produzidos pelos sistemas até então existentes. Inicialmente, o tratamento de águas residuárias era executado basicamente por processos físicos, mais notadamente a sedimentação do material particulado e de maior espessura. Estudos realizados por Arden e Lockett (1914), no entanto, forneceram evidências de que a introdução de aeração nos tanques contribuía para a formação de flocos macroscópicos, constituídos por microrganismos, concomitantemente com a remoção de uma parte significativa de sólidos presentes na água e que além de essa biomassa formada ser mais facilmente separada da massa líquida por sedimentação, acelerava

e aprimorava o tratamento ao ser preservada e aplicada em uma nova batelada (VAN HAANDEL e MARAIS 1999).

3.7.1. Sistemas de fluxo contínuo

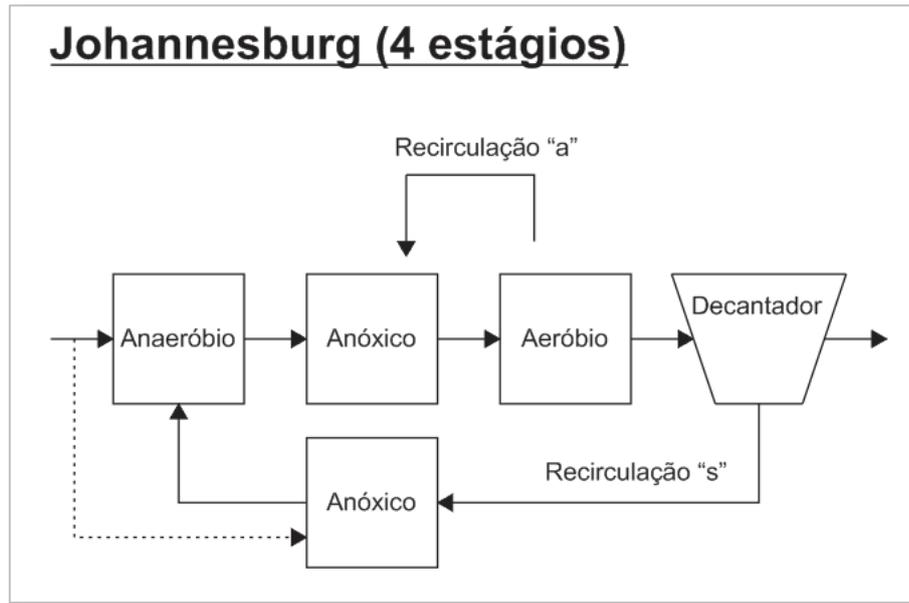
Os sistemas de lodos ativados eram originalmente operados em regime de bateladas sequenciais, isto é, descontinuamente. No entanto, algumas décadas após a sua invenção, passaram a ser desenvolvidos e operados os sistemas de fluxo contínuo. Estes eram compostos por um reator aerado, cuja finalidade era a remoção de material orgânico e de sólidos em suspensão, além de um decantador para separação de sólidos. Este sistema foi modelado por Marais e Ekama (1976). Com a necessidade de remover também nitrogênio e fósforo foram desenvolvidos reatores de múltiplos estágios, de modo que o processo de tratamento foi dividido em diferentes tanques com diferentes condições operacionais que possibilitavam o desenvolvimento de diferentes espécies de microrganismos e, como resultado disso, a realização de fenômenos microbiológicos necessários especificamente para estes fins.

Figura 3.4: Representação esquemática do sistema de lodos ativados do tipo Bardenpho com 3 reatores (anóxico-aeróbio-anóxico) e um decantador secundário



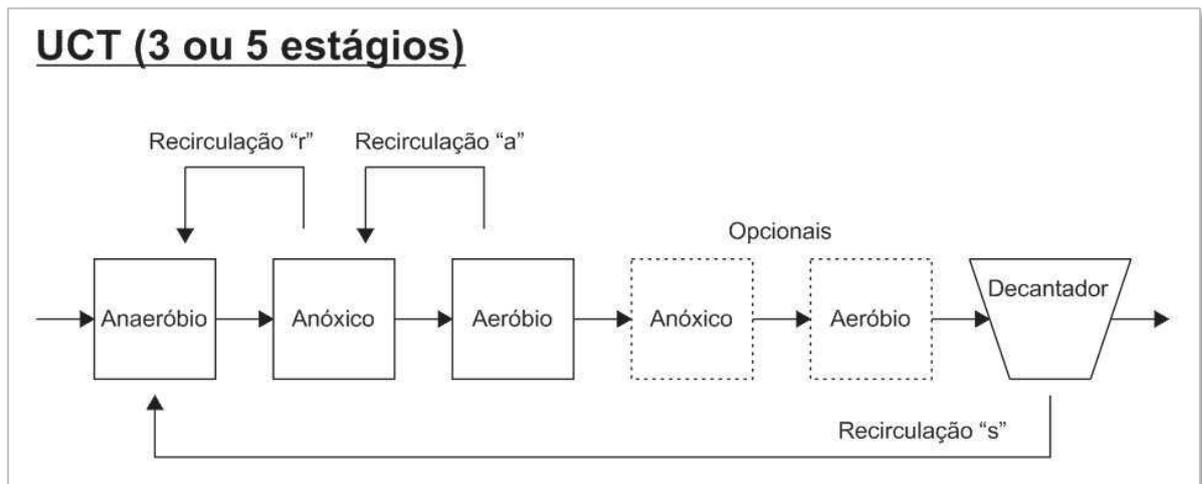
Fonte: Adaptado de Van Haandel e Marais, (1999)

Figura 3.5: Representação esquemática do sistema de lodos ativados do tipo Johannesburg com 4 reatores (anaeróbico-anóxico (pré-D)-aeróbico-anóxico (pós-D)) e um decantador secundário



Fonte: Adaptado de Van Haandel e Marais, (1999)

Figura 3.6: Representação esquemática do sistema de lodos ativados do tipo UCT com 3 ou 5 reatores (anaeróbico-anóxico-aeróbico-anóxico) e um decantador secundário



Fonte: Adaptado de Van Haandel e Marais, (1999)

3.8. Reatores de bateladas sequenciais

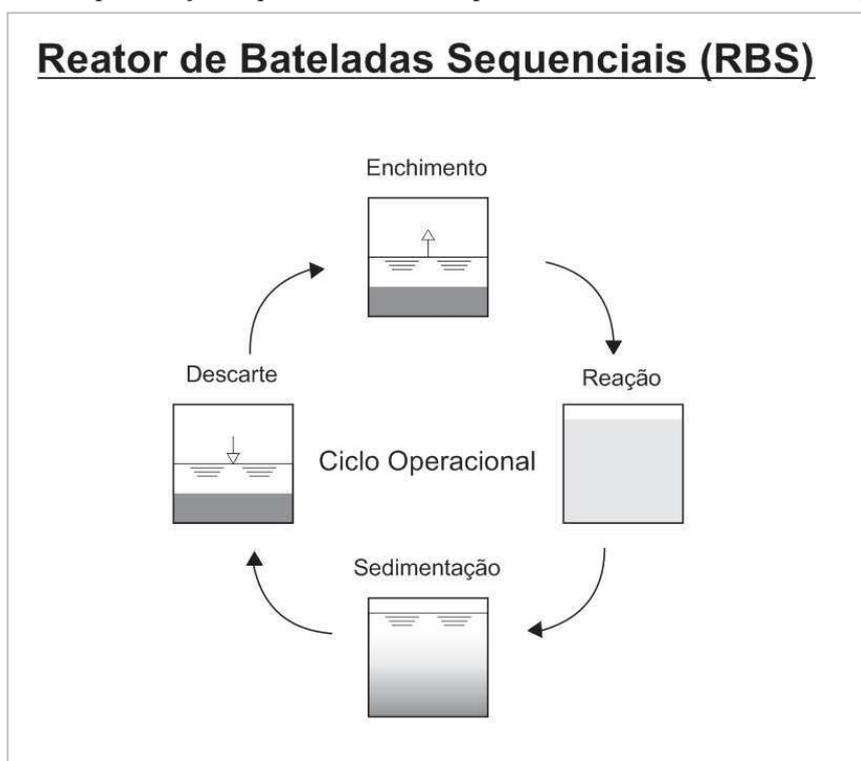
A tecnologia de lodos ativados está, atualmente, já bastante consolidada. Praticamente todos os princípios bioquímicos e microbiológicos que levam à remoção do material orgânico e dos nutrientes presentes nas águas residuárias estão satisfatoriamente compreendidos e descritos na bibliografia. No entanto, a necessidade de atendimento às legislações ambientais

cada vez mais rígidas nos mais variados países, decorrentes de uma crescente preocupação com as questões ambientais e de saúde pública, vem estimulando uma incessante busca por soluções de engenharia que tornem os processos cada vez mais eficientes, proporcionando efluentes tratados com níveis de qualidade cada vez mais elevados. Além disso, à medida que a prestação dos serviços de coleta, tratamento e disposição final de águas residuárias converge para a universalização, torna-se imprescindível o desenvolvimento de diferentes técnicas e tecnologias que sejam mais adequadas às diferentes realidades existentes em diferentes localidades. É em decorrência desses fatos que tem sido observado nos últimos anos um retorno crescente aos estudos, bem como ao próprio desenvolvimento, de reatores operados em bateladas sequenciais.

O inexorável avanço tecnológico observado desde a metade do século XX até os dias atuais e o conseqüente desenvolvimento de equipamentos que proporcionam uma melhor mecanização e automatização operacional aos processos de tratamento, além do aprimoramento dos equipamentos de aeração, vêm cada vez mais contribuindo para a viabilização de projetos e da operação de sistemas RBS (USEPA, 1986).

O reator de bateladas sequenciais (RBS), na sua configuração atual, é uma variação relativamente recente dos sistemas convencionais de lodos ativados que se caracteriza por operar em um sistema de fluxo intermitente em regime de enchimento e secagem e de mistura completa durante a etapa de aeração e clarificação e de crescimento suspenso da biomassa. O RBS é operado em ciclos que são divididos em diversas etapas de durações definidas, como enchimento, reação, sedimentação, descarte e repouso (USEPA, 1999; METCALF e EDDY, 2003).

Figura 3.7: Representação esquemática do ciclo operacional do reator de bateladas sequenciais



Fonte: Adaptado de Van Haandel e Marais (1999)

A diferença fundamental entre o RBS e os demais sistemas de lodos ativados, consiste na incorporação de todos os processos e etapas que caracterizam o processo de lodos ativados, como decantação primária, oxidação biológica e decantação secundária em uma única unidade ou tanque, ocorrendo sucessivamente ao longo do tempo e não simultaneamente, em reatores separados e distintos (USEPA, 1986; VON SPERLING, 2002). É comum, entretanto, encontrar sistemas RBS operando com mais de um reator paralelamente, de modo que a vazão afluyente esteja continuamente alimentando um dos reatores enquanto os outros realizam as demais etapas que constituem o processo (METCALF e EDDY, 2003). Vale destacar que essa tecnologia é especialmente apropriada para o tratamento de efluentes cuja vazão é baixa ou intermitente (USEPA, 1999).

O RBS apresenta algumas vantagens em relação aos sistemas convencionais de lodos ativados como, por exemplo, maior simplicidade e flexibilidade tanto de projeto como operacional; possibilidade de ajuste das condições operacionais do sistema pelo ajuste operacional dos ciclos; não necessidade da inclusão de um sistema de retorno de lodo; e por produzir efluentes com níveis de qualidade superiores e melhor sedimentabilidade do lodo

(GRADY et al., 1999). Este último aspecto é particularmente importante porque permite operar sistemas RBS com um volume bem menor que sistemas de fluxo contínuo. No entanto, algumas desvantagens também podem ser destacadas como o custo mais elevado na instalação do sistema de aeração, e pelo regime descontínuo de descarte.

3.9. Aspectos conceituais da acumulação de fósforo em excesso

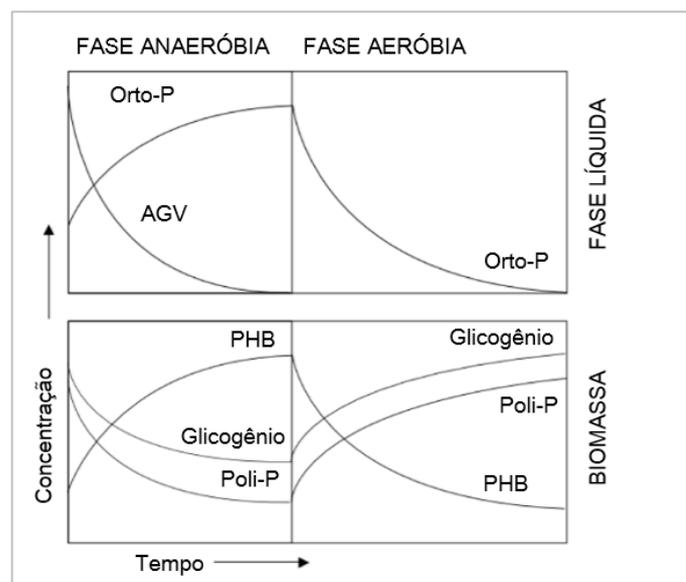
Operando-se na configuração padrão do sistema de lodos ativados, ou seja, com introdução constante e ininterrupta de oxigênio dissolvido no licor misto, as bactérias que melhor se adaptam às condições do meio e que, portanto, prevalecem no consórcio bacteriano que forma o lodo ativado são conhecidas como Organismos Heterotróficos Ordinários (OHO). No entanto, diversos pesquisadores verificaram que quando a massa bacteriana é exposta a uma fase anaeróbia em algum ponto do sistema, e desde que haja suficiente disponibilidade de P no meio líquido, um grupo diferente e bastante específico de microrganismos tende a prevalecer na massa bacteriana (MARAIS et al., 1983; MINO et al., 1988; MINO, 2000).

Essa fase anaeróbia pode ser tanto um tanque no qual não ocorre a aeração como nos reatores de fluxo contínuo, como o Johannesburg, o Bardenpho e o UCT, como também um determinado período de tempo no qual a aeração é desligada, como no caso dos Reatores de Bateladas Sequenciais. Esses microrganismos apresentam uma característica bastante singular, que consiste basicamente na assimilação de fósforo muito além dos seus requisitos nutricionais, necessários para satisfazer a sua demanda metabólica para o crescimento, para armazená-lo como fonte de energia na forma de grandes cadeias de poli-P. Estas bactérias são, por isso, denominadas Organismos Acumuladores de Polifosfato (PAO) e podem chegar a conter teores de fósforo da ordem de 20% da sua composição em peso seco (SEVIOUR et al., 2003; KONG et al., 2004). A remoção desses microrganismos contendo elevados teores de poli-P, como lodo de excesso, possibilita uma elevada remoção de fósforo no efluente, que os pesquisadores chamam de “*luxury uptake*” (LEVIN e SHAPIRO, 1965; MINO et al., 1998; SEVIOUR et al., 2003; OEHMEN et al., 2007; YUAN et al. 2012). Este processo é também amplamente referido na literatura como Remoção Biológica de Fósforo Melhorada ou, em inglês: *Enhanced Biological Phosphorus Removal* (EBPR) (SRINATH et al., 1959; METCALF e EDDY, 1991; MARA e HORAN, 2003).

O processo EBPR é proporcionado principalmente pela exposição do lodo ativado a uma espécie de ciclo no qual ocorre a alternância de fases anaeróbia/aeróbia ou

anaeróbia/anóxica, em que a água residuária é introduzida como afluente na fase anaeróbia (BARNARD, 1975). A predominância dos organismos acumuladores de polifosfato (PAO) nessa configuração se dá pelo fato de esses organismos possuírem a capacidade exclusiva de consumir anaerobiamente fontes de carbono no afluente, normalmente ácidos graxos voláteis (AGV) de cadeia curta produzidos pela atividade fermentativa das bactérias quimiorganotróficas, armazenando-as intracelularmente na forma de polímeros de carbono para armazenamento de energia, como por exemplo lipídios, glicogênio ou, em muitos casos, poli- β -hidroxialcanoatos (PHA), cuja composição química é definida pela fonte de carbono assimilada. No caso da assimilação de acetato, é produzido poli- β -hidroxibutirato (PHB), por exemplo. A energia necessária para a absorção de AGV e para a síntese de PHB é fornecida por meio da hidrólise ou clivagem do poli-P armazenado durante a fase aeróbia, na qual o ortofosfato é novamente liberado no meio líquido. Subsequentemente, na fase aeróbia ou anóxica, os PAOs utilizam o PHB armazenado, que é oxidado, servindo como fonte de carbono e energia para o crescimento da biomassa e também para absorver e armazenar o ortofosfato dissolvido no meio líquido a fim de restaurar o nível de poli-P intracelular (JERKINS e TANDOI, 1991; VAN LOOSDRECHT, 1997; MINO et al., 1998). Esse processo pode ser verificado na Figura 3.8.

Figura 3.8: Variação das concentrações dos principais compostos envolvidos no processo EBPR durante o ciclo anaeróbio/aeróbio



Fonte: Janssen et al., (2002)

Desde que o reator seja alimentado durante a fase anaeróbia, ou seja, que o afluente seja introduzido no sistema durante o período de não aeração e, preferencialmente, que a quantidade de AGV introduzida seja compatível com a capacidade de assimilação dos PAOs, de modo que todo o material facilmente biodegradável seja assimilado durante essa fase, esse mecanismo possibilita uma vantagem competitiva única aos PAOs em relação às demais espécies componentes do consórcio bacteriano que forma os lodos ativados. Isso ocorre pois, na ausência de um aceptor externo de elétrons, estes microrganismos não possuem nenhuma fonte de energia ou qualquer outro mecanismo que possibilite a eles o consumo de fontes de carbono em condições anaeróbias além dos limitados processos fermentativos que produzem muito pouca energia. Portanto, a característica crucial no processo EBPR consiste no que os pesquisadores chamam de “*feast-famine*” ou “banquete-fome”, que se caracteriza por um ciclo no qual ocorre uma abundância de alimento durante a fase anaeróbia (banquete) e ausência de fontes de carbono e energia facilmente metabolizáveis durante a fase aeróbia (fome) (VAN LOOSDRECHT, 1997; MINO et al., 1998).

As bactérias do tipo PAO apresentam algumas vantagens consideráveis em relação às bactérias ordinárias. Estima-se que a taxa de decaimento das células dos microrganismos PAO seja da ordem de 4% por dia, enquanto para as do tipo OHO, essa taxa seja de 30% por dia a 25 °C (WENTZEL 1986). Essa diferença é particularmente importante por dois motivos: (1) quanto maior é a taxa de decaimento das células, menor será, obviamente, a taxa de produção de proteína; (2) uma maior quantidade de energia é utilizada, visto que, após a morte das células, a fração biodegradável das próprias bactérias é metabolizada pelo lodo ativo remanescente, demandando conseqüentemente uma quantidade maior de oxigênio dissolvido, que é injetado através do processo de aeração. Dessa forma, uma quantidade maior de dinheiro é empregada no processo para se obter uma quantidade menor de proteína no final.

Analisando-se as Figuras 3.9a e 3.9b, é possível comparar o comportamento das frações mS_x , que determina a produção de lodo no sistema e mS_o , que está diretamente relacionada com o consumo de OD, em função da idade de lodo para lodos formados predominantemente por bactérias do tipo OHO e PAO, respectivamente.

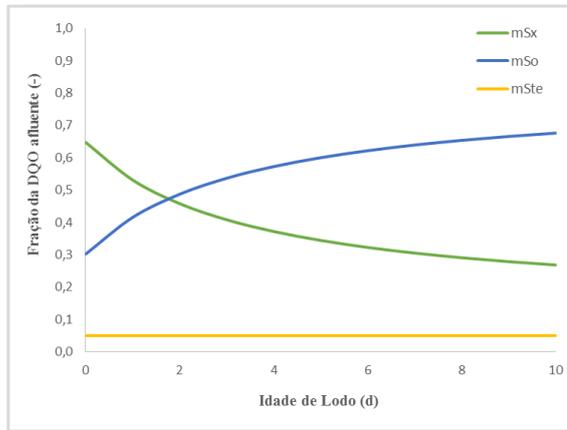


Figura 3.9a: Frações de DQO no efluente, oxidada e transformada em lodo em função da idade de lodo para microrganismos do tipo OHO.

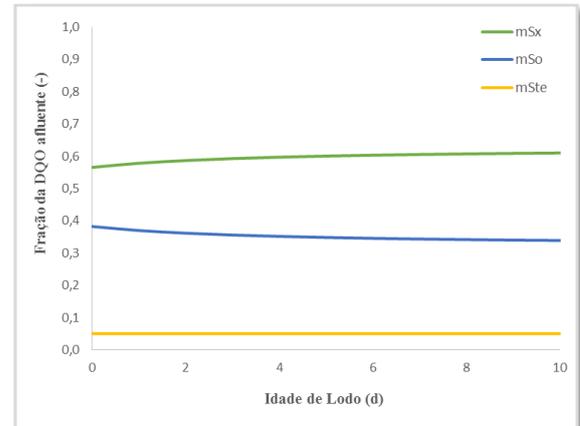


Figura 3.9b: Frações de DQO no efluente, oxidada e transformada em lodo em função da idade de lodo para microrganismos do tipo PAO.

Se a finalidade do tratamento é, especificamente, alcançar uma elevada produtividade de lodo visando a uma significativa obtenção de proteína, o cultivo de um lodo formado predominantemente por bactérias do tipo PAO apresenta uma vantagem expressiva em relação à produção de lodo convencional. Comparando as Figuras 3.9 a e 3.9b observa-se que, devido à menor taxa de decaimento das bactérias do tipo PAO, independentemente da idade de lodo que venha a ser estabelecida, uma maior fração da DQO afluente utilizada estará na forma de células de bactérias. Dessa forma, sempre haverá uma maior produção de lodo, em relação às bactérias do tipo OHO aliada a um menor consumo de OD, visto que a morte das células provoca uma demanda adicional por OD não correspondente a um crescimento líquido da biomassa.

Além disso, outra importante vantagem é o fato de que as bactérias do tipo PAO apresentam elevadas concentrações de PHB armazenadas em suas células. Esse composto, quando aplicado como suplemento na ração animal, possui um elevado potencial prebiótico. Isso possibilita a criação de animais mais saudáveis, o que reduz a necessidade do uso de antibióticos por parte dos criadores e possibilita a produção de uma carne de melhor qualidade para os consumidores finais, por apresentar menos compostos químicos incorporados a ela, contribuindo também para a própria redução dos custos de criação dos rebanhos.

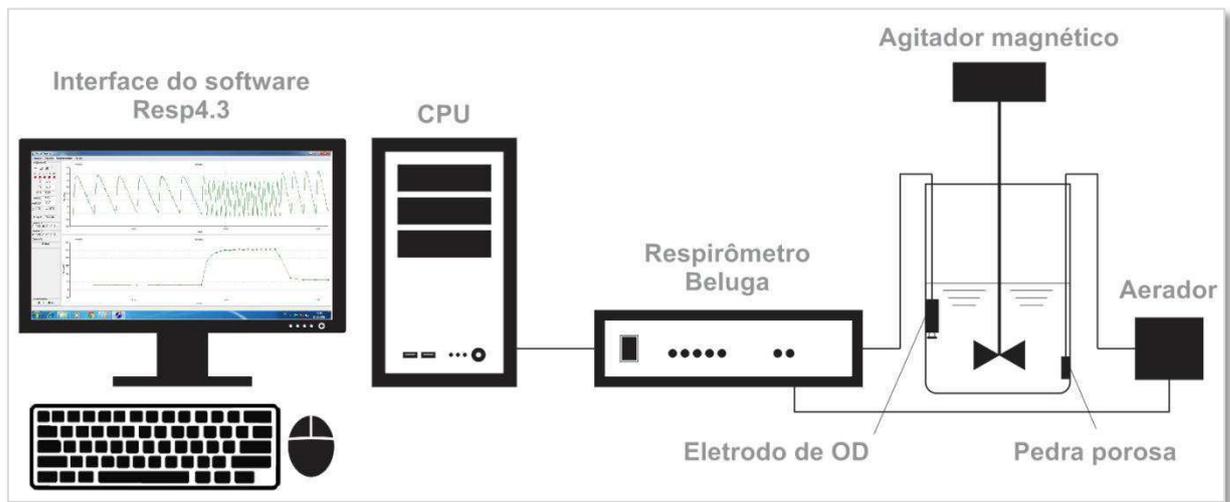
3.10. Respirometria

A respirometria é uma técnica utilizada sobretudo na avaliação da atividade metabólica de microrganismos aeróbios através da determinação da taxa de consumo de oxigênio (TCO), ou seja, a velocidade com que o oxigênio dissolvido no meio líquido é utilizado por esses microrganismos como acceptor final de elétrons nas reações bioquímicas envolvidas na degradação da matéria orgânica ou nitrogenada em um processo denominado catabolismo oxidativo.

A determinação da TCO é feita de maneira mais adequada com o auxílio de aparelhos denominados respirômetros. Os respirômetros são classificados em diferentes categorias que se diferenciam primordialmente nas condições em que a amostra analisada se encontra em relação ao contato com o ar atmosférico e também na metodologia aplicada para a determinação da TCO. Os respirômetros do tipo aberto são assim denominados pelo fato de a amostra analisada estar exposta ao ar atmosférico. Eles podem ser subdivididos em contínuo, cujo regime de aeração ocorre de maneira constante e ininterrupta, e semicontínuo, que funciona em regime intermitente de aeração, sendo a TCO calculada durante os períodos de não aeração através da variação da concentração de oxigênio dissolvido em relação ao tempo. Os respirômetros do tipo fechado, no entanto, têm como princípio o isolamento da amostra em relação à atmosfera e são subdivididos em manométricos, volumétricos e combinados.

A realização de ensaios respirométricos é de importância primordial na caracterização de importantes aspectos relacionados ao consórcio de microrganismos que formam o lodo biológico presente nos sistemas de lodos ativados como, por exemplo, a determinação das constantes cinéticas e estequiométricas que regulam os principais processos bioquímicos que ocorrem nesses sistemas, bem como para avaliar a influência que os fatores ambientais como temperatura e pH exercem sobre esses processos, além de possibilitar a avaliação da biodegradabilidade ou da toxicidade de diversos efluentes domésticos ou industriais (DERKS, 2007). O teste é realizado em um reator que consiste basicamente em um recipiente utilizado para armazenar a amostra de biomassa ativa em suspensão no mesmo, coletada do sistema original. A este reator são acoplados um eletrodo capaz de medir a concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido, um aerador e um agitador, que pode ser mecânico ou eletromagnético, para manter a biomassa ativa em constante suspensão.

Figura 3.10: Representação esquemática do sistema utilizado para a realização dos ensaios respirométricos



Fonte: elaborado pelo autor

Tanto o eletrodo quanto o equipamento de aeração são conectados ao respirômetro. Ele também é responsável pelo envio ao aerador os comandos de acionamento e interrupção. Esses comandos são regulados pela fixação de uma faixa de concentração de oxigênio dissolvido na qual o bioensaio é realizado mediante a predefinição de limites de concentração de OD mínimo (OD_{\min}) e máximo (OD_{\max}) que, ao ser atingidos, acionam e interrompem, respectivamente, a injeção de ar no meio líquido. O respirômetro tem também a função de receber as leituras de OD e temperatura efetuadas pelo eletrodo ao longo de todo o período de tempo em que o teste é realizado, realizar os cálculos da TCO com o auxílio de um *software* desenvolvido para essa finalidade e enviar esses dados para um computador para serem armazenados na forma de planilhas eletrônicas.

3.11. Considerações finais

O decaimento do lodo no reator é um aspecto indesejável em qualquer sistema de tratamento de águas residuárias, posto que a oxidação da fração biodegradável das células mortas provoca um acréscimo nos requisitos de oxigênio dissolvido no reator. Em sistemas cujo objetivo consiste especificamente na produção de lodo, um outro problema é o fato de que quanto mais tempo uma unidade de massa de lodo permanece no interior do reator, maior é o seu decaimento acumulado e, portanto, menor é a produtividade de lodo do reator. Por isso, a redução da idade de lodo, tanto quanto possível, é uma medida essencial não apenas para

garantir uma maior produtividade de lodo, mas também para minimizar os custos associados à instalação e à operação do sistema de aeração.

No entanto, idades de lodo muito curtas apresentam alguns inconvenientes operacionais. Dentre eles, está o fato de que, a redução da idade implica na redução do volume do reator em relação à vazão aplicada. Reatores com um volume muito pequeno em relação à vazão aplicada possuem problemas com a transferência de oxigênio dissolvido através da massa líquida, o que reduz a eficiência de remoção do material orgânico e compromete a qualidade do efluente final.

Além disso, a produção de lodo em um reator é limitada por dois fatores principais. Um deles é o fato de que todos os microrganismos possuem uma taxa máxima de crescimento que está diretamente ligada com a sua capacidade máxima de utilização de substrato. O outro é a capacidade de transferência de oxigênio dissolvido através da massa líquida pelo sistema de aeração. Na presença de uma quantidade suficiente de substrato de fácil assimilação pelos microrganismos, estes tendem sempre a utilizá-lo de acordo com a capacidade máxima de utilização. Sempre que essa capacidade é superior à capacidade transferência de oxigênio através da massa líquida, o crescimento dos microrganismos passa a ser limitado por este último fator. Portanto, é necessário que se determine uma idade de lodo ideal, sob a qual todos esses fatores sejam contrabalançados e, conseqüentemente, a produtividade de lodo no reator seja maximizada e os custos com a aeração sejam minimizados.

Uma das razões que justificam a escolha pelo uso do reator de bateladas sequenciais é a maior simplicidade operacional que este reator apresenta em relação aos reatores em fluxo contínuo de múltiplos estágios, além dos custos mais reduzidos de construção e operação. Entretanto, o fator preponderante é o fato de que o reator RBS possibilita um maior controle sobre as variáveis que influenciam no processo e favorecem o estabelecimento das condições necessárias para possibilitar a vantagem competitiva que as bactérias PAO necessitam para prevalecer no lodo.

O cultivo de um lodo formado predominantemente por uma única espécie de bactéria não é uma tarefa fácil. Naturalmente, os lodos são formados por uma vasta diversidade de espécies de microrganismos, a que se dá o nome de consórcio bacteriano. Cada microrganismo possui um metabolismo específico que ‘trabalha’ de forma ótima em um determinado conjunto de faixas de valores para cada fator ambiental, como temperatura, pH, OD, entre outros. Não é fácil determinar precisamente o conjunto de faixas de valores que possibilita a atividade ótima de cada microrganismo, já que isso requer o isolamento de cada microrganismo para que o seu

metabolismo possa ser avaliado em diferentes condições ambientais. Além disso, algumas bactérias possuem faixas mais elásticas ou possuem uma boa adaptabilidade mesmo fora da sua faixa ótima, o que dificulta o prevaletimento de uma única espécie no lodo.

O enriquecimento do lodo com microrganismos acumuladores de polifosfato (PAO) tem se mostrado fortemente dependente de diversos fatores ambientais como temperatura (GEBREMARIAM et al., 2011; BASSIN et al., 2012; ZHENG et al., 2014; WANG e CHEN, 2015), pH (GEBREMARIAM et al., 2011; WANG et al., 2013) concentração de OD (CHEN et al., 2014; CARVALHEIRA et al. 2014), concentração e composição do material orgânico (CHUANG et al., 2011; ZHANG et al., 2011).

Outro fator que torna ainda mais difícil o isolamento de microrganismos PAO no lodo é que outras espécies de microrganismos também possuem a capacidade de sintetizar e armazenar polímeros de carbono, como o PHA, durante a fase aeróbia que são hidrolisados durante a fase anaeróbia, liberando energia para a absorção do material orgânico disponível e prontamente utilizável, como os microrganismos acumuladores de glicogênio GAO. Estes microrganismos, portanto, competem com os PAOs pelo consumo do AGV disponível nas mesmas condições operacionais que são necessárias para que eles possam ter uma vantagem competitiva em relação aos organismos heterotróficos ordinários, porém sem contribuir com a remoção do fósforo (OEHMEN et al., 2007). Lopez-Vazquez et al., (2009) destacam ainda que as condições ambientais que favorecem a predominância de cada uma das espécies não são totalmente bem definidas e que ambas as espécies podem coexistir equitativamente sob condições ambientais consideradas ‘normais’.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1. Introdução

Todos os procedimentos experimentais relacionados a este trabalho foram conduzidos na Estação Experimental de Tratamento Biológico de Esgotos Sanitários (EXTRABES) localizada no bairro do Catolé, na cidade de Campina Grande – Paraíba, tendo as coordenadas geográficas: 7°13'05''S, 35°88'39''O e elevada cerca de 550 m acima do nível do mar. Este é um espaço destinado ao desenvolvimento de pesquisas experimentais relacionadas ao tratamento de água e esgoto e é mantido por uma parceria entre a Universidade Federal de Campina Grande (UFCG) e a Universidade Estadual da Paraíba (UEPB). O período de realização dos experimentos ocorreu entre os meses de maio de 2016 e janeiro de 2017, totalizando, portanto, uma duração de 9 meses. Essa fase foi composta pelas etapas de concepção do projeto dos reatores, bem como a instalação, operação e o monitoramento destes, desenvolvimento da metodologia experimental a ser empregada na pesquisa e realização das análises experimentais.

Figura 4.1: Fluxograma descritivo das etapas da pesquisa

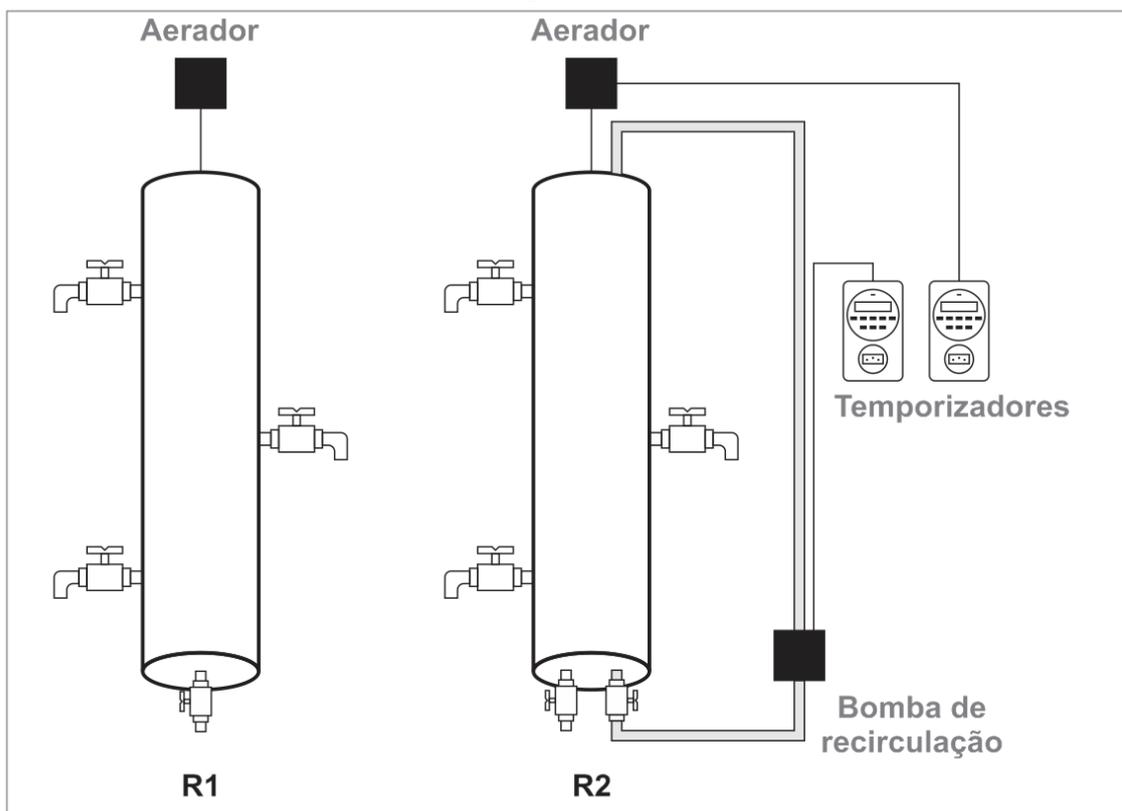


Fonte: Elaborado pelo autor

4.2. Concepção, projeto e operação dos reatores

Para a realização desta investigação experimental foram projetados e construídos dois reatores em escala piloto similares, ambos funcionando em regime de bateladas sequenciais (RBS). Os reatores foram feitos a partir de tubos de policloreto de vinila (PVC) vedados na parte inferior por um cap e abertos na parte superior, por onde era realizada a alimentação dos reatores. Ambos apresentavam também dimensões semelhantes, sendo: volume de 12 L, com 1 m de altura total, 0,68 m de altura útil e 0,15 m de diâmetro e também idades de lodo semelhantes.

Figura 4.2: Representação esquemática do sistema de reatores RBS (R1 e R2) utilizados nesta investigação experimental



Fonte: Elaborado pelo autor

Figura 4.3: Reatores R1 e R2

Fonte: Próprio autor

4.3. Aeração dos reatores

Ambos os reatores eram operados em bateladas com ciclos de 24 h de duração, porém, com uma diferença no regime de aeração, visando à produção de dois diferentes tipos de lodo, formados por diferentes espécies de microrganismos predominantes e a uma possível comparação, tanto em termos de produção de massa bacteriana, quanto em termos cinéticos entre os diferentes tipos de lodo gerados em cada um dos reatores.

O reator R₁ operava em regime de aeração constante e ininterrupta durante todas as etapas de uma batelada (alimentação com substrato; consumo do substrato pelas bactérias; descarte), de modo a possibilitar uma predominância das bactérias do tipo OHO no lodo.

O reator R₂ era submetido, no início de uma nova batelada, a um período de 2 horas no qual o sistema de aeração era interrompido, visando ao surgimento de uma fase anaeróbia na qual era feita a alimentação, possibilitando o enriquecimento do lodo por Organismos Acumuladores de Polifosfato (PAO) que, como discutido na seção 3.9, apresentam uma vantagem competitiva quando o sistema é operado nessas condições.

Tabela 4.1: Parâmetros analisados na monitoração dos reatores de lodos ativados

Reator	Aeração	Tempo com aeração (h)	Tempo sem aeração (h)	Microrganismo predominante
R1	Constante	24	0	OHO
R2	Intermitente	22	2	PAO

Fonte: Elaborado próprio autor

A aeração dos reatores era realizada através de compressores de ar tipo ACO-001 da Resun com potência de 18 W, possuindo capacidade de injeção de 38 L/min e pressão de 0,2 bar. A esses compressores eram acopladas, através de mangueiras de plástico, pedras porosas que ficavam localizadas na parte inferior interna dos reatores, possibilitando a geração de pequenas bolhas de ar e proporcionando uma distribuição de ar mais homogênea e eficiente ao longo dos leitos dos reatores.

4.4. Alimentação e descarte dos reatores

O ciclo operacional dos reatores não contava com a fase de sedimentação. Era realizado diariamente em cada reator, o descarte de 1,5 L de licor misto ao final de cada batelada seguido pela alimentação do mesmo volume (1,5 L) de substrato, dando início a uma nova batelada. Em ambos os reatores, o descarte era realizado ainda durante a fase de aeração e consequente agitação do licor misto para que fosse mantida a mistura completa do licor misto nos reatores e, portanto, a idade de lodo de 8 dias, que era semelhante ao tempo de detenção hidráulica.

O reator R₁, no qual predominavam os microrganismos do tipo OHO, era alimentado imediatamente após a realização do descarte de cada batelada anterior, sem qualquer alteração no regime de aeração. No reator R₂, no entanto, o sistema de aeração era desligado ao início de cada batelada, para dar origem a uma fase anaeróbia, que possibilitava o enriquecimento do lodo com microrganismos do tipo PAO. Nesse ponto, a alimentação com o substrato era então realizada.

Tanto a alimentação com o substrato quanto o descarte do licor misto nos reatores eram realizados manualmente com o auxílio de recipientes graduados para a medição do volume. A

alimentação era feita pela abertura superior dos reatores e o descarte era feito através de torneiras dispostas lateralmente em cada reator.

O reator R2 dispunha ainda de uma bomba do tipo Pcx-a, que permanecia ligada durante todo o período de duração da fase anaeróbia e era acoplada por uma mangueira de silicone à parte inferior do reator e por outra que levava até a parte superior do mesmo, com a finalidade de manter um certo nível de agitação através de um regime de recirculação durante a fase de não aeração, possibilitando que a biomassa mantivesse contato constante com o substrato.

Tanto a bomba de recirculação quanto o aerador, no reator R2, tinham os seus acionamento e desligamento controlados por temporizadores, um para cada aparelho, os quais eram programados para garantir um período exato e simultâneo de não aeração e com agitação. Dessa forma, no momento em que o aerador era desativado, a bomba era acionada. Após transcorrido o período de 2 horas, a bomba era então desligada e o aerador novamente acionado.

4.5. Caracterização e preparo do substrato

O substrato utilizado na alimentação dos reatores era preparado artificialmente e tinha como matriz o esgoto municipal da cidade de Campina Grande, no estado da Paraíba, de modo a simular as principais características do vinhoto gerado nas destilarias de cana de açúcar como rejeito dos processos de produção de etanol, tais como elevada concentração de material orgânico e de nutrientes. O esgoto era coletado a partir de um poço úmido pertencente interceptador leste do município, localizado dentro da EXTRABES e então bombeado para um tanque de armazenamento feito de fibra de vidro, possuindo volume de 150 L, sendo então submetido ao processo de decantação para a remoção de parte do material particulado. No momento do preparo do substrato, o esgoto decantado era então transferido para dois tanques de PVC de 30 L, sendo um para cada reator, onde os substratos de cada sistema eram preparados. Cada tanque recebia o volume de 22,5 L de esgoto decantado, suficiente para a alimentação dos reatores durante um período de 15 dias.

A utilização do esgoto como base para o preparo do substrato se justifica pela presença de nutrientes traço no mesmo, essenciais ao crescimento bacteriano, bem como à inviabilidade de se adicionar cada um deles individualmente. O preparo era feito com a adição de ácido acético (CH_3COOH), como fonte de material orgânico de fácil assimilação, de acordo com a concentração de DQO média apresentada pelo vinhoto, e a adição de ureia ($\text{CH}_4\text{N}_2\text{O}$) como fonte de nitrogênio, e ácido fosfórico (H_3PO_4) como fonte de fósforo, de acordo com a demanda

teórica predefinida para cada tipo de lodo com base nos requisitos nutricionais que os microrganismos OHO e PAO possuem e com a concentração esperada de lodo nos reatores. Por fim, era aplicado hidróxido de sódio (NaOH) em quantidade suficiente para elevar o pH a um valor em torno de 4,0. O modelo simplificado de lodos ativados concebido por Van Haandel e Marais, (1999) foi utilizado para se determinar as concentrações teóricas lodo que seriam obtidas no interior de cada reator. Foram definidas então as principais variáveis do modelo, como o volume do reator, a idade de lodo, o tempo de detenção hidráulica e a concentração afluyente de substrato. Os demais parâmetros e constantes que caracterizam o lodo, necessários para a execução do modelo, porém ainda não conhecidos, foram adotados com base na literatura disponível em relação a cada espécie que se pretendia cultivar nos reatores. Os substratos que alimentavam os reatores R1 e R2 eram então preparados como apresentado na Tabela 4.2:

Tabela 4.2: Parâmetros de composição e concentração dos substratos para a produção de microrganismos OHO e PAO

Parâmetro	R1	R2	Unidade
Espécie cultivada	OHO	PAO	-
DQO_{afluyente}	30,0	30,0	g.L ⁻¹
SSV_{teórica}	5,47	10,27	g.L ⁻¹
f_n	0,10	0,10	mg N.mg SST ⁻¹
NTK	546,5	1027,2	mg.L ⁻¹
f_p	0,02	0,05	mg P.mg SST ⁻¹
P	109,3	513,6	mg.L ⁻¹

As constantes f_n e f_p representam, respectivamente, as frações de nitrogênio e de fósforo, em base seca, de lodo volátil. Inicialmente adotou-se um f_p de 0,10 para o reator R2, no qual se pretendia cultivar microrganismos do tipo PAO. Porém, após a realização de experimentos preliminares, verificou-se que uma grande quantidade de fósforo não estava sendo assimilada pelo lodo, implicando em uso demasiado de reagente. Além disso, como será visto adiante, a concentração de sólidos voláteis no interior do reator R2 se manteve em valores abaixo do valor

teórico fornecido pelo modelo. O valor de f_p , utilizado no modelo para determinar a demanda teórica de fósforo no reator R2 foi então reduzido para 0,05.

4.6. Procedimentos experimentais

Eram coletadas diariamente amostras de ambos os reatores para a realização de análises físico-químicas e respirométricas. Essas análises possibilitavam tanto o monitoramento dos sistemas quanto a avaliação do desempenho dos reatores em relação à produção de sólidos, ao consumo de material orgânico e de nutrientes, além da avaliação do comportamento de cada tipo de lodo mediante determinação das principais constantes cinéticas e estequiométricas.

Todas as análises físico-químicas seguiram os procedimentos experimentais descritos no Standard Methods For The Examination of Water and Wastewater (APHA, 2012) e os ensaios respirométricos seguiram as determinações descritas em Van Haandel e Catunda, (1982). Todos os parâmetros e seus respectivos métodos encontram-se apresentados na Tabela 4.2:

Tabela 4.3: Parâmetros analisados na monitoração dos reatores de lodos ativados

Parâmetros	Métodos analíticos	Referência
DQO	Titulométrico/ Refluxação fechada	APHA et al. (2012)
Sólidos Suspensos e suas frações	Gravimétrico	APHA et al. (2012)
N-NTK	Semi-micro Kjeldahl	APHA et al. (2012)
Fósforo	Ácido ascórbico	APHA et al. (2012)
TCO	Semicontínuo	VAN HAANDEL e CATUNDA (1982)

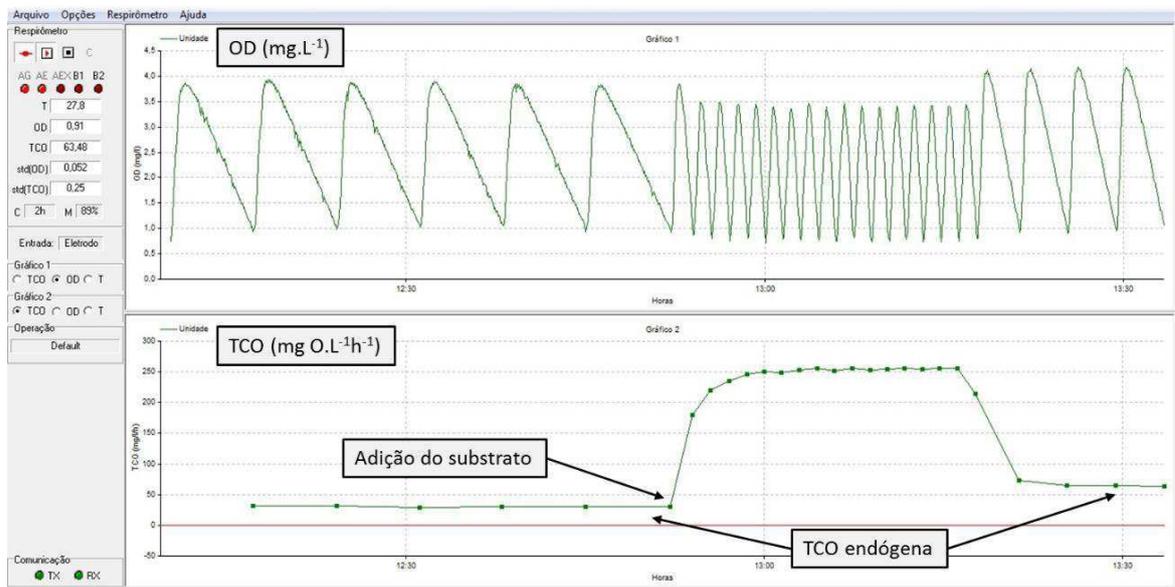
Fonte: Elaborado pelo autor

4.7. Ensaios respirométricos

A realização dos ensaios respirométricos era feita visando à determinação de parâmetros como a TCO e a taxa e a constante máximas de utilização do material orgânico pelo lodo ativo. Foram seguidos os procedimentos descritos em Van Haandel e Catunda et al., (1982) e foi utilizado o respirômetro Beluga, que é do tipo aberto e opera em regime semicontínuo. Esse aparelho dispõe de um software denominado Resp4.3, que é responsável tanto pelo cálculo da TCO como pelo controle do regime de aeração.

Na Figura 4.8 é possível observar um exemplo de um teste respirométrico típico. A interface do software é dividida em dois gráficos. O gráfico superior apresenta a variação da concentração de OD na amostra de licor misto durante o tempo registrada por um eletrodo, enquanto o gráfico inferior registra os valores da TCO calculados pelo software ao final de cada período sem aeração.

Figura 4.4: Exemplo de um respirograma típico obtido a partir de um teste realizado com o licor misto de um sistema de lodos ativados



Fonte: Elaborado pelo autor

Os valores de referência máximo e mínimo adotados para o acionamento e o desligamento do aerador foram, respectivamente, 1 mgO₂.L⁻¹ e 3 mgO₂.L⁻¹, que foram escolhidos de acordo com a resposta metabólica do lodo de modo que fossem evitados erros na leitura da TCO (DERKS, 2007). Assim, o aerador era acionado quando a concentração de

oxigênio atingia o limite mínimo e desligado no momento em que a concentração de OD atingia o limite máximo. A TCO era então calculada pelo respirômetro, durante os períodos de não aeração, através de regressão linear a partir da variação da concentração de OD no tempo. A Equação utilizada para a realização do cálculo da TCO pode ser expressa como verificado na equação 4.1:

$$TCO = (dOD/dt) = (OD_{\max} - OD_{\min})/\Delta t \quad (4.1)$$

onde:

TCO : taxa de consumo de oxigênio ($\text{mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$)

OD_{\max} : valor de OD de referência máximo ($\text{mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1}$)

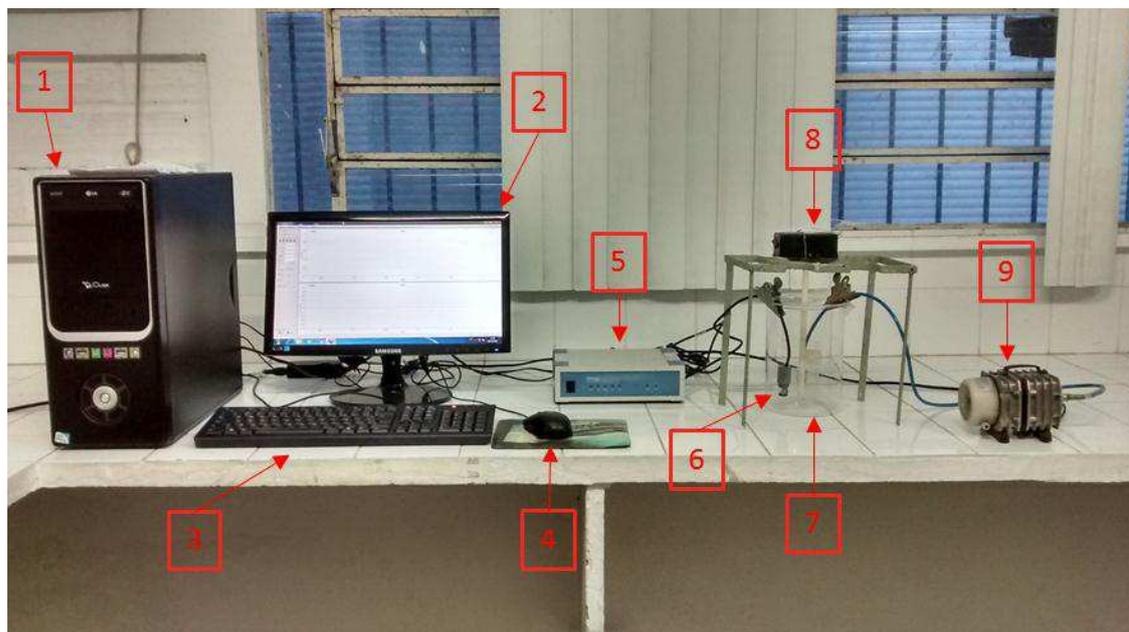
OD_{\min} : valor de OD de referência mínimo ($\text{mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1}$)

Δt : variação do tempo (h)

Os valores de OD que eram medidos pelo eletrodo eram armazenados na forma de planilhas digitais no disco rígido do computador, bem como a TCO calculada pelo software.

Os equipamentos utilizados na realização dos ensaios respirométricos estão apresentados na Figura 4.9:

Figura 4.5: Aparelhos utilizados na realização dos ensaios respirométricos



Fonte: Elaborado pelo próprio autor

Legenda:

- 1) CPU (*Central Processing Unit*) tendo instalado o software Resp43;
- 2) monitor;
- 3) teclado;
- 4) mouse;
- 5) respirômetro Beluga;
- 6) eletrodo de oxigênio dissolvido;
- 7) béquer com 2 litros de volume;
- 8) agitador com braço mecânico.
- 9) aerador com pedra porosa;

O procedimento padrão aplicado na realização dos ensaios respirométricos seguia as seguintes etapas:

- O respirômetro era conectado ao computador e a ele eram conectados o eletrodo para realizar a leitura de oxigênio dissolvido e o aerador dispoendo de pedra porosa para garantir uma adequada formação de bolhas e uma transferência de oxigênio favorável.

- Ligava-se o respirômetro e aguardava-se pelo menos 10 minutos antes de calibrá-lo de acordo com a temperatura ambiente;
- O eletrodo de OD e a pedra porosa eram acoplados ao interior do béquer no qual a amostra de licor misto era inserida, bem como o agitador mecânico, para garantir que a amostra permanecesse sempre homogênea e em constante suspensão;
- Era retirada do reator, normalmente ao final de uma batelada, uma amostra de 1 litro de licor misto que era inserida no béquer e então iniciava-se a medição da concentração de OD pelo eletrodo;
- Aguardava-se até que o valor da TCO registrada pelo software atingisse um valor mínimo constante, garantindo que todo o material orgânico extracelular remanescente na amostra fosse consumido pelas bactérias, atingindo a fase denominada de respiração endógena;
- Após estabelecido o valor da TCO endógena (TCO_{end}), uma determinada quantidade de substrato era aplicada à amostra medindo-se um volume, com concentração de DQO conhecida, do próprio substrato aplicado na alimentação dos reatores;
- Verificava-se a TCO resultante da atividade bacteriana durante utilização do substrato aplicado até o seu consumo completo, quando a atividade metabólica retornava novamente à respiração endógena;
- A integração da área sob a curva formada pelos pontos de registro da TCO total (TCO_{tot}), considerando o valor da TCO_{end} como base, representava a TCO_{exo} , ou seja, a quantidade de oxigênio que foi consumida na oxidação do material orgânico aplicado. Este valor era relacionado com a quantidade total de material orgânico aplicado, e determinava-se então a fração do material orgânico oxidada.

4.8. Determinação das constantes cinéticas das bactérias heterotróficas

A partir dos dados obtidos nos ensaios respirométricos na forma de planilhas eletrônicas, foi utilizado o modelo simplificado de lodos ativados desenvolvido por Van Haandel e Marais (1999) para se determinar as principais constantes cinéticas apresentadas pelos microrganismos presentes nos reatores R1 e R2. A Tabela 4.4 apresenta os principais parâmetros utilizados para possibilitar a caracterização cinética dos lodos, bem como as equações utilizadas para se determinar cada uma delas, como descrito na seção 3.6. Na Tabela 4.4 estão apresentadas as equações utilizadas na determinação de cada uma das constantes cinéticas utilizadas para a caracterização dos lodos biológicos cultivados em ambos os reatores.

Tabela 4.4: Parâmetros cinéticos utilizados para a caracterização dos lodos e as suas equações

Parâmetro	Equação	Unidade	Nº
f_{cat}	$\frac{A_{tra}}{DQO_{apl}}$	-	3.10
f_{ana}	$1 - f_{cat}$	-	3.11
r_{us}	$\frac{TCO_{exo}}{f_{cat}}$	mg DQO.L ⁻¹ .d ⁻¹	3.12
K_{ms}	$\frac{r_{us}}{X_a}$	mg DQO.mg X _a ⁻¹ .d ⁻¹	3.13
Y	$\frac{f_{ana}}{f_{cv}}$	mg X _a .mg DQO ⁻¹	3.15
μ_m	$K_{ms}Y$	d ⁻¹	3.17
r_c	$\mu_m \cdot X_a$	mg X _a .L ⁻¹ .d ⁻¹	3.14
r_d	$-b_h X_a$	mg X _a .L ⁻¹ .d ⁻¹	3.18

Legenda: f_{cat} : fração catabolizada do material orgânico; f_{ana} : fração anabolizada do material orgânico; f_{cv} : razão entre a DQO e a massa de SSV; A_{tra} : Área do trapézio (mg O₂.L⁻¹); DQO_{apl} : DQO aplicada (mg DQO.L⁻¹); r_{us} : taxa de utilização máxima do material orgânico (mg DQO.L⁻¹.d⁻¹); K_{ms} : constante de utilização máxima do substrato pelo lodo ativo (mg DQO.mg X_a⁻¹.d⁻¹); Y : coeficiente de rendimento (mg X_a.mg DQO⁻¹); μ_m : constante de crescimento máximo do lodo ativo (d⁻¹); r_c : taxa de crescimento do lodo ativo (mg X_a.L⁻¹.d⁻¹); r_d : taxa de decaimento do lodo ativo (mg X_a.L⁻¹.d⁻¹); b_h : constante de decaimento do lodo ativo (d⁻¹); TCO_{exo} : taxa de consumo de oxigênio referente ao consumo do material orgânico extracelular (mg O₂.L⁻¹.d⁻¹); X_a : concentração de lodo ativo (mg X_a.L⁻¹).

Dado que os sistemas eram desprovidos de uma etapa de sedimentação ou de um mecanismo de retorno de lodo, a produção diária de lodo volátil nos reatores por unidade de volume de reator foi calculada pelo produto da concentração de X_v no reator pela vazão efluente diária, como demonstrado na Equação 4.2:

$$\text{Produção diária de lodo volátil} = \frac{X_v \cdot q}{R_s} \text{ g SSV.L}^{-1}.\text{d}^{-1} \quad (4.2)$$

De forma análoga foi calculada a produção diária de sólidos totais, multiplicando-se a concentração de X_t no reator pela vazão diária efluente, de acordo com a Equação 4.3:

$$\text{Produção diária de lodo total} = \frac{X_t \cdot q}{R_s} \text{ g SST.L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1} \quad (4.3)$$

4.9. Estimativas sobre a produção de PUC nas destilarias de cana-de-açúcar

O modelo simplificado de lodos ativados, desenvolvido por Van Haandel e Marais (1999), também foi utilizado para possibilitar a realização de estimativas, sobre a capacidade máxima de material orgânico que é possível tratar em sistemas de lodos ativados alimentados com vinhoto, sobre a capacidade de produção de PUC e o consumo de oxigênio correspondente nesses sistemas. Para isso foram utilizadas as Equações 4.4 a 4.9, fornecidas pelo modelo teórico, e os valores foram expressados em função da idade de lodo. Além disso, foram utilizados os valores disponíveis na literatura para as constantes cinéticas que compõem o modelo que se encontram sumarizadas na Tabela 4.5:

Tabela 4.5: Parâmetros e valores utilizados para o preenchimento do modelo teórico de lodos ativados

Parâmetro	Valor adotado	Unidade
V_r	12	L
S_{ba}	30	g DQO.L ⁻¹
b_h	0,3	d ⁻¹
Y	0,45	mg.L ⁻¹
k_{ms}	6,0	gX _a .g S _{ba} ⁻¹ .d ⁻¹
f_{cv}	1,5	-
f	0,2	-

A Equação 4.4 determina a carga de material orgânico aplicado por unidade de volume de reator por dia:

$$DQO_{apl} = \frac{Q \cdot S_{ba}}{V_r} \quad (4.4)$$

A Equação 4.5 foi utilizada para calcular a concentração de lodo ativo no interior do reator:

$$X_a = \frac{Y \cdot S_{ba}}{(1 + b_h R_s)} \quad (4.5)$$

A Equação 4.6, por sua vez, possibilitou o cálculo teórico da capacidade diária de metabolização de material orgânico pelo lodo:

$$r_{us} = k_{ms} \cdot X_a \quad (4.6)$$

A Equação 4.7, foi utilizada para determinar a taxa de crescimento do lodo, ou seja, de produção diária de massa no reator:

$$r_c = Y \cdot r_{us} \quad (4.7)$$

A estimativa da produção de PUC nos reatores foi feita, de acordo com a Equação 4.8, admitindo-se um teor proteico conservador de 60% na biomassa:

$$PUC = 0,6 \cdot r_c \quad (4.8)$$

Por fim, a taxa de consumo de oxigênio foi calculada através da equação 4.9:

$$TCO = (1 - f_{cv} Y) r_{us} + f_{cv} (1 - f) b_h X_a \quad (4.9)$$

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Introdução

Neste capítulo serão apresentados e discutidos, com base na metodologia aplicada, os resultados obtidos a partir da realização das análises experimentais específicas para cada parâmetro de produtividade de lodo e de avaliação de desempenho para ambos os reatores RBS em escala piloto operados e monitorados durante a fase experimental da qual trata esta dissertação de mestrado. Os parâmetros utilizados para a determinação do desempenho dos reatores foram a produção diária de biomassa bacteriana, a atividade metabólica determinada pelas principais constantes cinéticas dos lodos heterotróficos produzidos, e também a eficiência de remoção de matéria orgânica e de nutrientes.

Os resultados das análises experimentais foram submetidos a análise estatística descritiva e compilados em tabelas, apresentando as principais variáveis estatísticas como a média e a mediana como indicadores de tendência central, bem como parâmetros de dispersão como os valores máximos, mínimos e a amplitude total (AT, diferença entre os valores máximo e mínimo), o desvio padrão (DP) e o coeficiente de variação (CV).

A avaliação da viabilidade da produção de proteína unicelular (PUC) a partir do cultivo de biomassa bacteriana mediante tratamento aeróbio de vinhoto em sistemas de lodos ativados realizado nesta dissertação teve como principais critérios a concentração de lodo no interior do reator e a produção diária de lodo, tanto por unidade de volume de reator, como por unidade de massa de DQO aplicada. Avaliou-se também o desempenho de ambos os lodos produzidos em cada um dos reatores tomando-se como critérios a eficiência de remoção de material orgânico e de nutrientes (N e P), bem como a atividade metabólica dos mesmos, determinada pelas principais constantes cinéticas obtidas através dos ensaios respirométricos realizados.

Foram operados e monitorados, durante a fase experimental a que se refere esta dissertação, dois reatores de lodos ativados em regime de bateladas sequenciais (RBS), com o intuito de produzir dois diferentes tipos de lodo predominantemente formados por grupos específicos de microrganismos, sendo os organismos heterotróficos ordinários, que é a espécie predominante em condições de aeração ininterrupta, no reator R1, e os organismos acumuladores de polifosfato (PAO), que apresenta uma vantagem competitiva à medida que o lodo é submetido a um ciclo anaeróbio-aeróbio, no qual o fornecimento do substrato, rico em AGV, é realizado durante a fase anaeróbia, no reator R2. Dessa forma, foi avaliada também a vantagem comparativa da alteração do regime de aeração realizada no reator R2, com a

introdução de uma fase anaeróbia no início de cada batelada na qual era realizada a alimentação com o substrato, em relação ao regime convencional de aeração contínua e ininterrupta, como executado no reator R1. Essa comparação foi feita com base nos principais parâmetros de desempenho de cada um dos reatores.

5.2 Composição do substrato

O preparo do substrato utilizado na alimentação dos sistemas era realizado como descrito na Seção 4.5. O substrato era preparado de modo a simular as principais características apresentadas pelo vinhoto. Para isso era adicionado de ácido acético, como fonte de material orgânico, de acordo com a concentração de DQO média apresentada pelo vinhoto, além de ureia como fonte de nitrogênio, e ácido fosfórico como fonte de fósforo, de acordo com a demanda teórica predefinida para cada tipo de lodo com base nos requisitos nutricionais que os microrganismos OHO e PAO possuem e na concentração esperada de lodo nos reatores determinados segundo o modelo simplificado de lodos ativados de Van Haandel e Marais, (1999). A Tabela 5.1 apresenta as concentrações de DQO e de nutrientes para os substratos de ambos os reatores:

Tabela 5.1: Parâmetros de composição e concentração dos substratos para a produção de microrganismos OHO e PAO

Parâmetro	R1	R2	Unidade
Espécie cultivada	OHO	PAO	-
DQO _{afluente}	30,0	30,0	g.L ⁻¹
NTK	546,5	1.027,2	mg.L ⁻¹
P	109,3	513,6	mg.L ⁻¹

5.3 Eficiência de remoção de DQO

Na Tabela 5.2 estão apresentados os valores médio, máximo e mínimo da concentração de DQO do afluente e do efluente dos reatores R1 e R2 no período entre maio de 2016 e janeiro de 2017, além dos seus respectivos desvios padrão, coeficientes de variação, e amplitude total

(AT). Os valores se referem aos resultados de análises de amostras coletadas a partir dos reservatórios onde eram armazenados os substratos para alimentação de cada um dos reatores e dos seus respectivos efluentes centrifugados e filtrados após serem coletados ao final de uma batelada. Os resultados obtidos se referem a um total de 13 determinações para cada um dos pontos analisados.

Tabela 5.2: Concentrações de DQO afluente e efluente determinadas para os reatores BRS para a produção de OHO e PAO

DQO (g.L ⁻¹)	R1		R2	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
Média	30,90	0,88	31,20	1,44
Máximo	34,42	1,81	33,72	2,09
Mínimo	28,11	0,38	28,33	0,66
DP	1,70	0,43	1,95	0,40
CV	0,06	0,49	0,06	0,28
AT	6,31	1,43	5,38	1,43

Observando-se os dados apresentados na Tabela 5.2, verifica-se que, embora os substratos para cada reator tenham sido preparados separadamente, não houve uma diferença significativa nas suas concentrações de DQO. A eficiência de remoção de DQO foi calculada a partir da diferença entre os valores médios de concentração do afluente e do efluente de cada reator. Os resultados indicam que ambos os reatores operaram com eficiências significativamente favoráveis, tendo o reator R1 apresentado uma eficiência ligeiramente superior, de 97,2% em comparação com o reator R2, cuja eficiência foi de 95,4%.

5.4 Concentração de sólidos suspensos

Na Tabela 5.3 são apresentados os valores médios, máximos e mínimos dos dados de concentração de sólidos suspensos totais e voláteis obtidos a partir da análise de amostras coletadas dos reatores. Observando-se os valores, é possível verificar que o reator R2 apresentou um valor médio para a concentração de SST significativamente superior ao de R1. No entanto, os valores médios para SSV não apresentaram o mesmo comportamento, visto que para este parâmetro não houve uma diferença significativa, embora ainda com um valor

ligeiramente superior para o reator R2. A diferença entre os comportamentos de SST e SSV entre R1 e R2 pode ser justificada pelas maiores concentrações de nutrientes requeridas para o preparo do substrato do reator R2, o que implicou na elevação da concentração de sólidos fixos no lodo e conseqüentemente dos sólidos totais.

Considerando que o ciclo operacional dos reatores RBS operados e monitorados nesta investigação experimental não contava com a etapa de sedimentação, a concentração de sólidos medidos no interior do reator no momento do descarte representava também a concentração de sólidos no efluente.

Tabela 5.3: Concentrações de SST e SSV determinadas para os reatores R1 e R2

Sólidos (g.L ⁻¹)	R1			R2		
	SST	SSV	f _v	SST	SSV	f _v
Média	11,44	6,14	0,55	15,71	6,32	0,44
Máximo	13,98	7,73	0,68	19,09	9,47	0,54
Mínimo	9,25	4,77	0,43	11,01	5,43	0,33
DP	1,41	0,83	0,07	2,81	1,05	0,06
CV	0,12	0,13	0,13	0,18	0,17	0,15
AT	4,73	2,96	0,25	8,07	4,04	0,21

Na Tabela 5.3 estão apresentados também os resultados da relação SSV/SST para os reatores R1 e R2. A determinação do valor dessa constante representa um importante parâmetro sobre a produtividade do lodo pois indica a sua fração volátil (f_v). A determinação de f_v é obtida pela simples divisão dos valores de concentração de SSV pelos valores correspondentes de SST como demonstrado na Equação 5.1:

$$f_v = \frac{X_v}{X_t} \quad (5.1)$$

Van Haandel e Marais (1999) relatam que valores de f_v característicos para esgoto bruto estão na faixa de 0,65 a 0,75, enquanto que para esgotos decantados esta faixa varia entre 0,70 e 0,80. Os valores mais baixos de f_v obtidos para ambos os reatores R1 e R2 se devem,

provavelmente, às elevadas concentrações de nutrientes inorgânicos (N e P) que eram adicionados no preparo dos substratos, contribuindo para elevar a concentração de sólidos fixos e totais nos reatores.

É difícil encontrar na literatura um padrão adequado de comparação para avaliar o parâmetro da produtividade de biomassa em sistemas de lodos ativados. Isso se deve ao fato de que esses sistemas são uma solução de engenharia destinada originalmente ao tratamento de águas residuárias municipais. Por isso, a enorme maioria das pesquisas realizadas com sistemas de lodos ativados têm por objetivo investigar o tratamento de águas residuárias ou especificamente a remoção de matéria orgânica, nutrientes ou demais compostos específicos (SANTOS, 2014; SILVA FILHO, 2014; MOTA, 2015), muitas vezes sendo utilizados como pós-tratamento de reatores anaeróbios (FERRAZ, 2014; PAIVA, 2016). Nesses casos, o excesso de produção de lodo é visto como um aspecto inconveniente do tratamento e, de fato, diversas medidas são propostas visando à minimização da produção de lodo de excesso (COMA et al.; GUO et al., 2013; VELHO et al., 2016), visto que este, por sua vez, precisa também ser submetido a um processo de estabilização antes de ser disposto adequadamente no meio ambiente. Portanto, pesquisas que visam especificamente à maximização da produção de biomassa são escassas na bibliografia.

O valor da concentração de sólidos no efluente, quando relacionado com a vazão diária de descarte de lodo e com o volume do reator, possibilita a determinação da taxa de produção diária de lodo por unidade de volume do reator. Essa informação é um importante indicativo para se avaliar tanto o desempenho quanto a viabilidade do sistema de tratamento. A produtividade diária de sólidos voláteis e totais foi calculada para cada tipo de lodo de acordo com as equações 4.2 e 4.3:

Tabela 5.4: Taxas de produção de SST e SSV por unidade de volume de reator determinadas para os reatores R1 e R2

Produção de Sólidos (g.L ⁻¹ . d ⁻¹)	R1		R2	
	SST	SSV	SST	SSV
Média	1,43	0,77	1,96	0,79
Máximo	1,75	0,97	2,39	1,18
Mínimo	1,16	0,60	1,38	0,68
DP	0,18	0,10	0,35	0,13

CV	0,12	0,13	0,18	0,17
AT	0,59	0,37	1,01	0,51

Analisando-se a Tabela 5.4, observa-se que os reatores R1 e R2 apresentaram taxas de produção de sólidos por unidade de volume do reator praticamente similares considerando a fração volátil do lodo, embora R2 tenha apresentado um valor ligeiramente superior em relação a R1 considerando-se os sólidos totais. O modelo simplificado de lodos ativados, desenvolvido por van Haandel e Marais, (1999) foi utilizado também, ainda na etapa de concepção do projeto, para que fosse determinada a produção teórica de sólidos voláteis nos reatores. Na Tabela 5.5 é apresentada a comparação entre a produção teórica esperada para cada reator os resultados experimentais, obtidos.

Tabela 5.5: Comparação entre a produção teórica e experimental de SSV para os reatores R1 e R2

Reator	Espécie cultivada	Produção teórica de SSV	Produção experimental de SSV
R1	OHO	0,68	0,77
R2	PAO	1,28	0,79

Observa-se que o reator R1 obteve um desempenho na produção de SSV superior ao que era esperado teoricamente, enquanto o reator R2, apesar de ter apresentado um desempenho similar ao R1, não desempenhou uma produção de SSV compatível com o que era esperado teoricamente. Isso porque o lodo PAO, que era esperado que se desenvolvesse nesse reator, é caracterizado por ter uma taxa de decaimento significativamente mais reduzida do que o lodo predominantemente formado por bactérias OHO, o que implicaria na manutenção de concentrações mais elevadas de SSV nesse reator, comportamento este que não foi verificado experimentalmente.

Devido a uma série de dificuldades enfrentadas durante a fase de operação dos sistemas, não houve tempo hábil para a realização e avaliação de outras etapas com ciclos operacionais menores, ou seja, com uma maior quantidade de bateladas por dia e, conseqüentemente, com uma maior carga de substrato aplicada diariamente, para avaliar se os sistemas suportariam maiores cargas de material orgânico aflúente e se isso de fato elevaria a produção diária de lodo por unidade de volume do reator.

A produtividade de lodo nos reatores também foi medida em termos de conversão do material orgânico aplicado em biomassa. A Tabela 5.6 apresenta os resultados desse parâmetro, determinado para os reatores R1 e R2:

Tabela 5.6: Produção de sólidos nos reatores R1 e R2 em termos de massa de lodo produzido por unidade de massa de material orgânico aplicado

Produção de Sólidos (g SSV.g DQO ⁻¹)	R1		R2	
	SST	SSV	SST	SSV
Média	0,37	0,20	0,50	0,21
Máximo	0,05	0,03	0,11	0,04
Mínimo	0,14	0,13	0,21	0,19
DP	0,47	0,25	0,66	0,32
CV	0,29	0,15	0,36	0,17
AT	0,18	0,10	0,30	0,15

Novamente, analisando-se os resultados, percebe-se que, em termos de produtividade, não houve uma diferença significativa entre os dois reatores. O valor de R1 de foi de 0,37 g SST.g DQO⁻¹ e 0,20 g SSV.g DQO⁻¹, enquanto o reator R2 obteve taxas de 0,50 g SST.g DQO⁻¹ e 0,21 g SSV.g DQO⁻¹. Portanto, em termos de produção volátil, pode-se dizer que a produção foi praticamente igual, o que leva à conclusão de que as bactérias PAO não se desenvolverem no reator R2 e que as condições para seu crescimento não foram suficientemente fornecidas.

5.5 Remoção de nutrientes

Na Tabela 5.7 são apresentados os valores referentes às concentrações média, máxima e mínima de nitrogênio medido na forma de NTK no afluente, no efluente bruto e no efluente filtrado determinados durante a etapa de monitoramento dos reatores R1 e R2.

Tabela 5.7: Concentrações de NTK no afluente, no efluente bruto e no efluente filtrado determinadas para os reatores R1 e R2

NTK	R1	R2
-----	----	----

(mg.L ⁻¹)	Afluente	Ef. Brt.	Ef. Filt.	Afluente	Ef. Brt.	Ef. Filt.
Média	577,7	492,8	142,8	989,3	671,1	300,5
Máximo	649,6	571,2	201,6	1.064,0	817,6	369,6
Mínimo	470,4	380,8	89,6	873,6	537,6	224,0
DP	65,4	69,7	37,6	65,4	88,6	51,2
CV	0,1	0,1	0,3	0,1	0,1	0,2
AT	179,2	190,4	112,0	190,4	280,0	145,6

A diferença entre a concentração de NTK no afluente e no efluente filtrado serve como indicativo da eficiência de remoção de N pelo sistema. O reator R1 apresentou uma remoção média de NTK de 434,9 mg.L⁻¹, enquanto o reator R2 obteve uma remoção média de 688,8 mg.L⁻¹. Essa diferença possivelmente pode ser atribuída à formação de estruvita, pois as condições para sua formação eram favoráveis: altas concentrações de amônia, fosfato e magnésio. Sem considerar esta possibilidade, a diferença entre as concentrações de NTK no efluente bruto e no efluente filtrado, possibilita a determinação da porção de N incorporada à biomassa. A concentração média de N no lodo cultivado no reator R1 foi de 350,0 mg.L⁻¹, enquanto para R2 o valor obtido foi de 370,5 mg.L⁻¹. A fração de nitrogênio no lodo pode então ser determinada relacionando-se o valor da concentração de nitrogênio no lodo com o valor da concentração de sólidos voláteis do lodo. Essa fração foi calculada para ambos os reatores R1 e R2 e praticamente não houve diferença entre eles, sendo obtida uma f_n igual 0,06 mg N.mg SSV⁻¹ para ambos os lodos. Isso é uma clara indicação de que as bactérias PAO não se desenvolveram.

A Tabela 5.8 contém os valores referentes às concentrações média, máxima e mínima de fósforo medido na forma de orto-P no afluente, no efluente bruto e no efluente filtrado. A diferença entre a concentração de P no afluente e no efluente filtrado serve como indicativo da eficiência de remoção de P pelo sistema, enquanto a diferença entre as concentrações no efluente bruto e no efluente filtrado possibilita a determinação da porção de P incorporada à biomassa.

Tabela 5.8: Concentrações de orto-P no afluente, no efluente bruto e no efluente filtrado determinadas para os reatores R1 e R2

orto-P (mg.L ⁻¹)	R1			R2		
	Afluente	Ef. Brt.	Ef. Filt.	Afluente	Ef. Brt.	Ef. Filt.
Média	74,9	64,3	15,7	513,4	436,5	359,2
Máximo	84,0	70,6	24,4	552,5	467,9	395,9
Mínimo	66,8	57,2	10,1	467,9	405,8	313,1
DP	5,7	4,5	4,8	25,7	23,4	33,9
CV	0,1	0,1	0,3	0,1	0,1	0,1
AT	17,3	13,4	14,3	84,6	62,1	82,8

A eficiência de remoção de P nos reatores foi medida pela diferença entre as concentrações de P no afluente e no efluente filtrado. O reator R1 apresentou uma remoção média de P de 59,3 mg.L⁻¹, enquanto o reator R2 obteve uma remoção média de 154,2 mg.L⁻¹. Em termos percentuais, a remoção de fósforo no reator R2 foi menor que a do reator R1, no entanto, é preciso ressaltar que o substrato que alimentava o reator R2 possuía uma concentração de fósforo muito mais elevada do que o do reator R1, pois era esperado que se desenvolvesse nele um lodo rico em bactérias PAO. A separação do lodo rico em bactérias PAO durante o final de um período de aeração, quando ocorre a absorção e o armazenamento de uma grande quantidade de fósforo na forma de longas cadeias de polifosfato, proporciona níveis elevados de remoção de fósforo, de até 90% (WENTZEL et al., 1989; BASSIN, 2012). Porém, essa eficiência depende também da concentração de fósforo no meio líquido. Remoções dessa magnitude são obtidas geralmente em águas residuárias com menores concentrações de fósforo.

A determinação da porção de P incorporada à biomassa foi feita através da diferença entre as concentrações de P no efluente bruto e no efluente filtrado. Dessa forma, a concentração média de P obtida para o lodo cultivado no reator R1 foi de 48,6 mg.L⁻¹, enquanto para R2 o valor obtido foi de 77,3 mg.L⁻¹. Com isso, é possível determinar a fração de fósforo no lodo pela razão entre o valor da concentração de P no lodo e o valor da concentração de sólidos voláteis do lodo. A fração de fósforo (f_p) calculada para o lodo gerado no reator R1 foi igual 0,008 mg P.mg SSV⁻¹ enquanto para o reator R2 a fração de fósforo no lodo obtida foi 0,012 mg P.mg SSV⁻¹. Pelos resultados obtidos, é possível verificar que não ocorreu o enriquecimento do lodo do reator R2 por microrganismos PAO. O sistema não apresentou uma remoção de fósforo em excesso e também não foi observada uma fração elevada de fósforo na sua

constituição celular, que é uma das principais características dos organismos acumuladores de polifosfato. Há relatos na bibliografia de que esses microrganismos podem vir a ser constituídos por até 38 % de P em relação ao seu peso molecular em base seca (WENTZEL et al., 1986). Henrique et al., (2010) obtiveram um lodo com uma fração de 0,099 mg P.mg SSV⁻¹. Nóbrega, (2009) registrou teores de fósforo da ordem de 0,09 mg P.mg SSV⁻¹ e Santos, (2014) cultivou um lodo com 0,28 mg P.mg SSV⁻¹.

A predominância dos microrganismos PAO no lodo, como discutido na Seção 3.11, depende fortemente de um estrito controle dos fatores ambientais e operacionais que possibilite a eles alguma vantagem competitiva em relação aos demais microrganismos comumente encontrados nos sistemas de lodos ativados. Fatores como a temperatura, o pH e a concentração de OD precisam ser mantidos em níveis tais que dificultem o crescimento de espécies cujo metabolismo do material orgânico é mais rápido, como é o caso das bactérias OHO. Além disso, a predominância dos microrganismos PAO no lodo está diretamente associada com a quantidade e a natureza do material orgânico disponível durante a fase aeróbia. Ou seja, eles tendem a ser favorecidos à medida que a quantidade de material orgânico facilmente assimilável, fornecida em cada batelada, se aproxima da capacidade de assimilação por esses microrganismos durante a fase anaeróbia, de modo que não haja disponibilidade de material orgânico disponível aos demais organismos durante a fase aeróbia, inibindo o seu crescimento.

5.6 Determinação das constantes cinéticas e estequiométricas dos lodos

O desempenho dos reatores foi avaliado também com base na determinação das principais constantes cinéticas de cada tipo de lodo formado nos reatores. Para isso, foram realizados ensaios respirométricos, através dos quais é possível avaliar a atividade metabólica dos microrganismos que compõem o lodo biológico e, com o auxílio do modelo simplificado de lodos ativados, desenvolvido por Van Haandel e Marais (1999), como descrito na Seção 3.6, estabelecer numericamente as suas principais constantes cinéticas. Os ensaios respirométricos foram realizados como descrito na Seção 4.7.

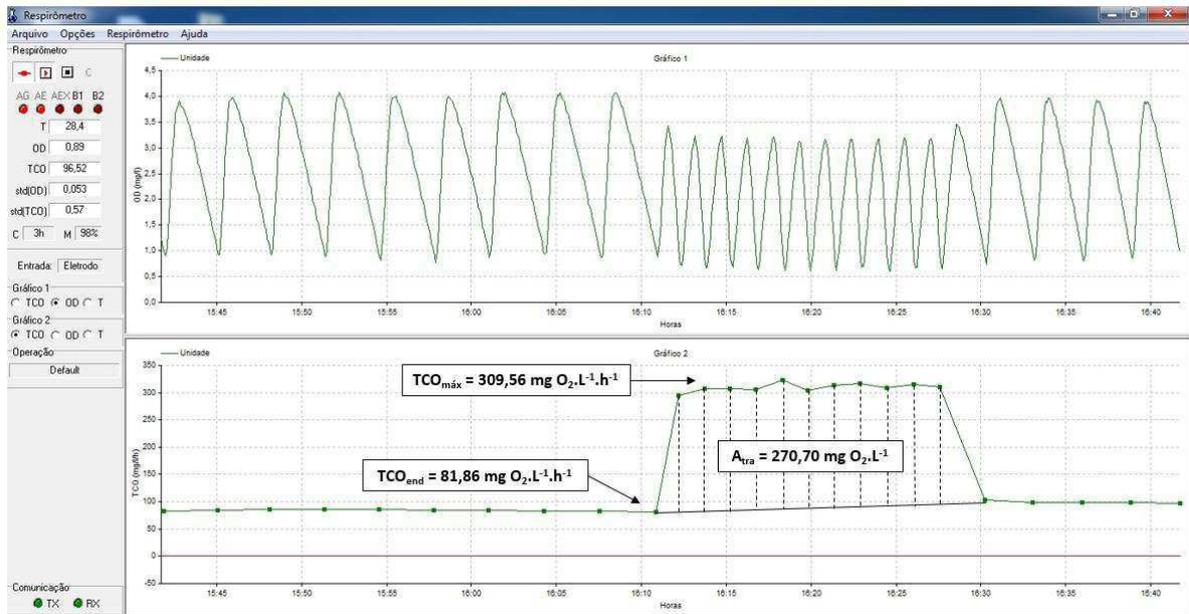
O substrato utilizado para promover a atividade metabólica dos microrganismos era o próprio substrato utilizado na alimentação dos reatores, que continha basicamente ácido acético como fonte de carbono, com uma concentração de DQO aproximada de 30 g.L⁻¹. A concentração de DQO do substrato era determinada previamente para possibilitar uma determinação mais precisa da quantidade massa de material orgânico aplicada. Aplicava-se 10

mL do substrato por litro de mistura do reator após determinada a TCO_{end} , o que implicava na aplicação de aproximadamente $300 \text{ mg DQO.L}^{-1}$ em uma batelada e observava-se a TCO resultante do consumo do MO. O gráfico resultante do registro da TCO referente ao consumo do material orgânico durante o tempo possibilitava o cálculo das constantes cinéticas dos lodos.

Algumas dificuldades foram enfrentadas durante a realização dos ensaios respirométricos. Uma das principais se devia ao fato de que ambos os lodos apresentavam taxas de consumo de oxigênio máximas ($TCO_{máx}$) demasiadamente elevadas, o que implicava na redução da precisão da sua determinação devido às limitações de leitura da concentração do OD pelo eletrodo. Dessa forma, após a aplicação do substrato, a TCO atingia valores muito altos, porém não constantes ou regulares, o que é o comportamento esperado, visto que as bactérias sempre tendem a consumir o material orgânico disponível de acordo com a sua capacidade máxima de utilização de substrato. Portanto, valores inconstantes da $TCO_{máx}$ representam leituras incorretas da variação de OD, gerando imprecisão na determinação da TCO. Além disso, frequentemente o consumo do material orgânico pelas bactérias era fortemente influenciado pela concentração de OD, de modo que o intervalo predefinido para o cálculo da TCO se mostrava inadequado. À medida que a concentração diminuía e se aproximava do limite inferior ($OD_{mín}$), a velocidade da variação da concentração de OD em relação ao tempo reduzia significativamente. Isso dificultava a definição de um intervalo de concentração de OD que possibilitasse uma determinação confiável da TCO.

Portanto, para que a realização dos ensaios respirométricos fosse possível, foi realizada a diluição do licor misto com água, de modo que a redução da concentração do lodo ativo resultasse em uma redução da TCO para níveis compatíveis com a capacidade de leitura adequada pelo aparelho. A Figura 5.1 apresenta um respirograma típico gerado durante a realização de um teste respirométrico com uma amostra de lodo retirada do reator R1 e diluída em 50% com água. Os demais respirogramas obtidos nesta investigação experimental são apresentados nos Apêndices A e B.

Figura 5.1: Respirograma típico gerado em um teste respirométrico a partir do lodo do tipo OHO



Fonte: próprio autor

A partir dos respirogramas gerados, foi possível calcular e determinar as constantes cinéticas e estequiométricas referentes aos microrganismos presentes em cada um dos reatores de acordo com o modelo desenvolvido por van Haandel e Marais, (1999), como descrito na Seção 3.6 e utilizando as equações sumarizadas na Tabela 4.3. Foram então determinadas as frações catabolizada (f_{cat}) e anabolizada (f_{ana}); a taxa de utilização máxima do material orgânico (r_{us}); a constante de utilização do substrato pelo lodo ativo (K_{ms}); o coeficiente de rendimento (Y); a constante de crescimento máximo do lodo ativo (μ_m); a taxa de crescimento do lodo ativo (r_c); e a taxa de decaimento do lodo ativo (r_d). Os valores determinados para esses parâmetros foram obtidos a partir dos dados gerados pela realização de 10 ensaios respirométricos para cada um dos reatores. Esses valores se encontram apresentados nas Tabelas 5.9 a 5.15, que contêm os valores médio, máximo e mínimo para cada parâmetro.

O teste respirométrico responsável pela geração do respirograma apresentado na Figura 5.1 pode ser tomado como exemplo de cálculo para a determinação das constantes cinéticas do lodo. Esse teste se refere a uma batelada na qual foi aplicada uma quantidade do substrato rico em acetato correspondendo a 320 mg DQO.L⁻¹. O valor da TCO_{end} é determinado, a partir dos dados gerados pelo respirômetro, após todo o material orgânico extracelular ter sido consumido e o valor da TCO atingir um valor mínimo constante, que foi de 81,86 mg O₂.L⁻¹.h⁻¹ nesse exemplo. A $TCO_{máx}$, por sua vez, é determinada após a adição do substrato, no ponto que o lodo

atinge a sua capacidade máxima de utilização do substrato, que nesse caso foi de 309,56 mg O₂.L⁻¹.h⁻¹. A TCO_{exo} é então definida pela diferença entre a TCO_{tot} e a TCO_{end}:

$$TCO_{exo} = TCO_{tot} - TCO_{end} = 309,56 - 81,86 = 227,70 \text{ mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$$

A concentração de lodo ativo pode ser determinada, como visto na Seção 3.6, através da Equação 3.21:

$$X_a = \frac{TCO_{end}}{f_{cv}(1-f)b_h} = \frac{81,86}{1,5(1-0,2)0,33} = 8,7 \text{ g SSV} \cdot \text{L}^{-1}$$

A área em forma de trapézio abaixo da curva gerada pelos pontos de registro da TCO equivale à quantidade de oxigênio consumida para a completa oxidação do material orgânico, mas também, indiretamente, da quantidade de material orgânico oxidado. Neste exemplo, o valor da área do trapézio foi de 65,82 mg O₂.L⁻¹. Portanto, a fração do material orgânico oxidada é o resultado da relação entre a DQO aplicada e soma da área do trapézio, utilizando a Equação 3.10:

$$f_{cat} = \frac{A_{tra}}{DQO_{apl}} = \frac{62,82}{320} = 0,21$$

A fração anabolizada do material orgânico pode então ser determinada pela Equação 3.11:

$$f_{ana} = 1 - f_{cat} = 1 - 0,21 = 0,87$$

O coeficiente de rendimento pode então ser calculado a partir da equação 3.15:

$$Y = \frac{f_{ana}}{f_{cv}} = \frac{0,87}{1,5} = 0,53 \text{ g SSV} \cdot \text{g DQO}^{-1}$$

A taxa de utilização do material do material orgânico foi determinada pela equação 3.12:

$$r_{us} = \frac{TCO_{exo}}{f_{cat}} = \frac{227,70}{0,21} \div 1000 \times 24 = 26,6 \text{ g O}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$$

A constante de utilização máxima do substrato pelo lodo ativo foi determinada pela equação 3.13:

$$K_{ms} = \frac{r_{us}}{X_a} = \frac{26,6}{8,7} = 3,07 \text{ g SSV} \cdot \text{g DQO}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$$

A constante de crescimento máximo do lodo foi calculada a partir da Equação 3.17:

$$\mu_m = K_{ms}Y = 3,07 \cdot 0,53 = 1,63 \text{ d}^{-1}$$

A taxa de crescimento do lodo foi determinada de acordo com a Equação 3.14:

$$r_c = \mu_m X_a = 1,63 \times 8,7 = 14,07 \text{ g SSV} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$$

Por fim, a taxa de decaimento bacteriano foi determinada pela Equação 3.18:

$$r_d = b_h X_a = 0,33 \times 8,7 = 2,84 \text{ g SSV} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$$

A Tabela 5.9 apresenta os valores médio, máximo e mínimo das frações catabolizada e anabolizada do material orgânico consumido pelos microrganismos durante a realização dos ensaios respirométricos. Este é um parâmetro importante de avaliação de desempenho do lodo, especialmente se o interesse do tratamento consiste na obtenção do próprio lodo, porque ele

expressa a porção do material orgânico que foi oxidada e a fração que sintetizada na forma de novas células de bactérias.

Tabela 5.9: Frações catabolizada e anabolizada do material orgânico afluyente

$f_{cat}; f_{ana}$	R1		R2	
	f_{cat}	f_{ana}	f_{cat}	f_{ana}
Média	0,23	0,77	0,43	0,57
Máximo	0,28	0,83	0,57	0,72
Mínimo	0,17	0,72	0,28	0,43
DP	0,04	0,04	0,10	0,10
CV	0,17	0,05	0,23	0,17
AT	0,11	0,11	0,29	0,29

Os valores indicam que o lodo produzido no reator R1 apresentou uma f_{cat} consideravelmente inferior à obtida no reator R2. No reator R1, 23 % em média do material orgânico era oxidado. Van Haandel e Marais (1999) estabeleceram que os valores dessas frações são de 0,33 para f_{cat} e 0,66 para f_{ana} . Silva (2015), em um estudo comparativo entre bactérias do tipo OHO, GAO e PAO, obteve um resultado médio de 0,26 para f_{cat} e 0,74 para f_{ana} para as bactérias OHO, e para ambos os lodos GAO e PAO foi obtida uma f_{cat} de 0,32 e uma f_{ana} de 0,68.

Os valores maiores de f_{ana} obtidos para R1 podem ser justificados por alguns fatores específicos, dentre eles pode-se destacar o fato de que o substrato era preparado com ácido acético como fonte de material orgânico. Este, por ser um ácido graxo de cadeia curta, é rapidamente assimilado pelos microrganismos, não gerando demandas adicionais de OD para hidrolisar a matéria orgânica, como acontece no metabolismo de compostos poliméricos, por exemplo. Além disso, a alimentação de sistemas biológicos com afluentes que apresentam monosubstratos como fonte de carbono para o crescimento dos microrganismos favorece a predominância no lodo pelos microrganismos que possuem maiores vantagens competitivas no processo metabólico, sendo uma delas o aproveitamento mais eficiente do material orgânico disponível.

No caso do reator R2, os valores maiores de f_{cat} podem ser explicados pela natureza do metabolismo dos microrganismos desenvolvidos nele. Apesar de não ter se desenvolvido um

lodo predominantemente formado por microrganismos do tipo PAO, é provável que as condições operacionais mantidas neste reator tenham proporcionado o desenvolvimento de uma espécie alternativa de microrganismo acumuladores de PHA, como os GAOs, por exemplo. O metabolismo dessas espécies de microrganismo requer, naturalmente, uma quantidade extra de energia para que sejam formadas as grandes cadeias de polímeros de carbono durante a fase aeróbia, bem como para que ocorra a hidrólise desses polímeros durante a fase anaeróbia, onde parte da energia acumulada é então recuperada para possibilitar o acúmulo do AGV disponível.

O coeficiente de rendimento é uma das constantes cinéticas mais importantes apresentadas pelo lodo biológico, pois representa o fator de produção ou síntese celular por unidade de massa de material orgânico metabolizado pelos microrganismos. A Tabela 5.10 apresenta os valores de Y obtidos a partir dos dados dos ensaios respirométricos realizados com ambos os lodos de R1 e R2.

Tabela 5.10: Coeficiente de rendimento determinado para os lodos gerados nos reatores R1 e R2

Y (g.L⁻¹. d⁻¹)	R1	R2
Média	0,51	0,38
Máximo	0,55	0,48
Mínimo	0,48	0,28
DP	0,03	0,07
CV	0,05	0,17
AT	0,08	0,20

Os valores indicam que o reator R1 apresentou valores significativamente maiores do que R2. Isso é um reflexo das menores frações de material orgânico que o lodo do reator R1 demandava para a catabolização, aproveitando uma grande fração do mesmo para a síntese celular, enquanto o lodo de R2 necessitava de maiores quantidades de material orgânico para catabolização e, portanto, a síntese celular era reduzida

Na Tabela 5.11 são apresentados os valores médio, máximo e mínimo para a taxa máxima de utilização do material orgânico (r_{us}) obtidos para ambos os reatores a partir dos dados resultantes dos ensaios respirométricos realizados:

Tabela 5.11: Taxa máxima de utilização do substrato determinada para os lodos gerados nos reatores R1 e R2

r_{us} (g DQO.L ⁻¹ . d ⁻¹)	R1	R2
Média	23,78	9,69
Máximo	27,53	23,75
Mínimo	18,62	3,70
DP	3,34	5,84
CV	0,14	0,60
AT	8,91	20,05

Observando-se os dados contidos na Tabela 5.11, percebe-se que o lodo cultivado no reator R1 apresentou uma taxa de utilização de material orgânico significativamente superior à observada no reator R2.

Na Tabela 5.12 estão apresentados os valores calculados da constante de utilização máxima do substrato pelo lodo ativo (K_{ms}):

Tabela 5.12: Constante de utilização máxima do substrato pelo lodo ativo determinada para os lodos gerados nos reatores R1 e R2

k_{ms} (g DQO.g X _a ⁻¹ .d ⁻¹)	R1	R2
Média	5,97	4,32
Máximo	12,11	7,77
Mínimo	2,45	1,76
DP	3,45	2,13
CV	0,58	0,49
AT	9,66	6,02

Os valores contidos na Tabela 5.12 indicam que o lodo cultivado no reator R1 obteve uma constante de utilização máxima também bastante superior à observada no reator R2. O reator R1 obteve um valor médio para K_{ms} de 5,97 g DQO.g $X_a^{-1}.d^{-1}$, que segundo Van Haandel e Catunda (2003), é um valor indicativo de um lodo com uma capacidade metabólica média. O valor médio obtido para o reator R2 foi de 4,32 g DQO.g $X_a^{-1}.d^{-1}$, que pode ser definido como um lodo de capacidade metabólica de baixa a média.

Na Tabela 5.13 encontram-se expostos os valores médio, mínimo e máximo para a constante de crescimento máximo do lodo para os reatores R1 e R2.

Tabela 5.13: Constante de crescimento máximo do lodo ativo determinada para os lodos gerados nos reatores R1 e R2

μ_m (d^{-1})	R1	R2
Média	3,07	1,70
Máximo	6,24	3,45
Mínimo	1,26	0,57
DP	1,76	0,94
CV	0,57	0,55
AT	4,97	2,88

A constante de crescimento obtida para o lodo cultivado no reator R1 foi significativamente mais elevada que a do reator R2, como resultado do metabolismo mais rápido das bactérias ordinárias dos lodos ativados. Porém, ambos os valores de 3,07 d^{-1} para R1 e 1,70 d^{-1} para R2 estão de acordo com os valores disponíveis na literatura. Metcalf e Eddy, (2003) estabeleceram que, para as bactérias heterotróficas, essa constante pode variar em uma faixa entre 1,5 – 5,0 d^{-1} , enquanto Horan (1990) estabeleceu uma faixa entre 2,4 – 7,2 d^{-1} . Bueno, (2011), em um trabalho no qual foi investigada a nitrificação e a desnitrificação simultânea em reatores de lodos ativados em fluxo contínuo, obteve valores variando, em diferentes etapas da pesquisa, entre 2,2 e 3,1 d^{-1} . Já Santos, (2014), cultivando lodos predominantemente formado por diferentes espécies de microrganismos, como OHO, PAO e GAO, chegou a valores variando entre 0,9 e 5,6 d^{-1} . Não obstante, é comum encontrar também valores fora dessas faixas na literatura como, por exemplo, Porto, (2007) que obteve valores de

variando entre 0,21 – 0,99 d⁻¹ também investigando comparativamente a remoção de nutrientes do esgoto pelos organismos OHO, PAO e GAO.

Na Tabela 5.14 estão apresentados os resultados dos cálculos das taxas de crescimento do lodo para os reatores R1 e R2 feitos a partir dos dados obtidos nos ensaios respirométricos realizados.

Tabela 5.14: Taxa de crescimento máximo do lodo ativo determinada para os lodos gerados nos reatores R1 e R2

r_c (g SSV.L⁻¹. d⁻¹)	R1	R2
Média	12,25	3,85
Máximo	14,18	8,56
Mínimo	9,63	1,03
DP	1,82	2,34
CV	0,15	0,61
AT	4,55	7,53

Observa-se que o reator R1 ostentou uma taxa de produção de lodo consideravelmente elevada, levando-se em conta a idade de lodo do sistema, de 8 dias. O reator R2, no entanto, apresentou uma taxa muito menor do que R1, que pode ser atribuída tanto à menor concentração de lodo ativo no reator, como à taxa mais lenta de crescimento que o lodo apresentou.

A Tabela 5.15 apresenta os valores das taxas de decaimento bacteriano para os reatores R1 e R2. Os valores de r_d foram obtidos através dos dados produzidos pelos ensaios respirométricos realizados:

Tabela 5.15: Taxa de decaimento do lodo ativo determinada para os lodos gerados nos reatores R1 e R2

r_d (g SSV.L⁻¹. d⁻¹)	R1	R2
Média	1,71	0,71
Máximo	3,61	1,29
Mínimo	0,67	0,44

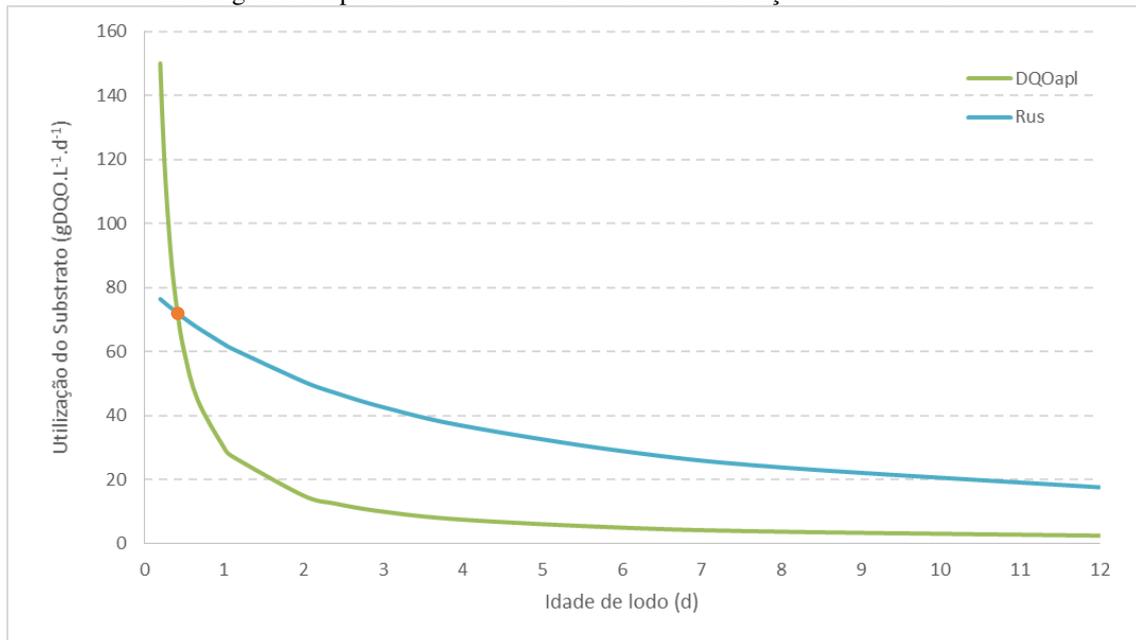
DP	0,97	0,28
CV	0,57	0,40
AT	2,94	0,84

5.7 Estimativa do potencial de PUC nas destilarias

Finalmente, para efeitos práticos, o modelo simplificado de lodos ativados, desenvolvido por Van Haandel e Marais (1999), foi utilizado para estimar teoricamente a carga máxima de material orgânico que é possível tratar em sistemas de lodos ativados tratando o vinhoto gerado nas destilarias de cana-de-açúcar, além da capacidade de produção de biossólidos e, conseqüentemente, de proteína unicelular, bem como do consumo de oxigênio correspondente à utilização desse material orgânico. Foram utilizadas equações para expressar tanto a capacidade de metabolização do material orgânico pelos microrganismos, como para o crescimento celular e também para a TCO resultante do metabolismo bacteriano em função da idade de lodo e foram utilizados os valores teóricos, disponíveis na literatura, das constantes cinéticas necessárias para a execução do modelo teórico. Dessa forma, é possível realizar a comparação dos valores experimentais obtidos com os valores teóricos fornecidos pelo modelo teórico, e havendo uma aproximação satisfatória, estimar a magnitude dos parâmetros supramencionados em sistemas operando em escala plena.

Adotou-se uma concentração média de DQO no vinhoto de 30 g.L^{-1} , e então foi determinada a carga orgânica aplicada por unidade de volume do reator em função da idade de lodo, de acordo com a Equação 4.4. A Equação 4.6 foi utilizada para determinar a capacidade máxima teórica de utilização do material orgânico, também em função da idade de lodo, resultante da carga aplicada, como se pode observar na Figura 5.2:

Figura 5.2: Variação da DQO aplicada e do potencial de metabolização do material orgânico pelos microrganismos por unidade de volume do reator em função da idade de lodo



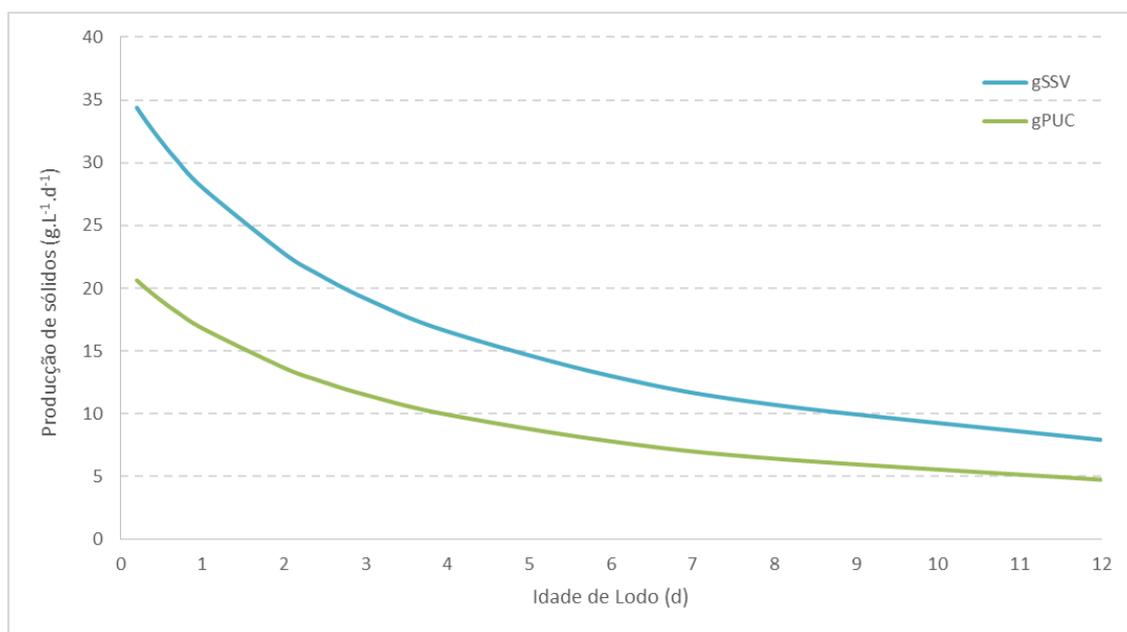
Fonte: próprio autor

Analisando-se a Figura 5.2, é possível observar que a capacidade máxima de utilização do material orgânico está diretamente relacionada com a idade de lodo adotada. Observa-se também que a idade de lodo em que a capacidade de metabolização do material orgânico se equipara com a carga aplicada é em torno de 10 h. Idades de lodo inferiores implicariam em que uma grande quantidade de material orgânico não seria consumida pelos microrganismos. Além disso, é possível perceber que para idades de lodo superiores a 10 h, o r_{us} potencial é significativamente superior à carga orgânica aplicada. Ou seja, o consumo do material orgânico e o crescimento da biomassa passam a ser limitados, teoricamente, pela disponibilidade de substrato no reator. O r_{us} teórico para essa idade de lodo de é de $72 \text{ g DQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$, que correspondem à aplicação de cerca de 29 litros de vinhoto por litro de reator por dia. Os valores experimentais calculados a partir dos obtidos através da realização dos ensaios respirométricos demonstraram uma boa aproximação com os valores fornecidos pelo modelo teórico. O valor médio de r_{us} obtido para o reator R1 foi de $23,78 \text{ g DQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ enquanto o valor teórico para a idade de lodo de 8 dias é de $23,82 \text{ g DQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$.

A produção de lodo em função da idade de lodo foi calculada através da Equação 4.7 e a produção de proteína unicelular correspondente foi determinada, conforme a Equação 4.8,

assumindo-se um teor proteico teórico nas células das bactérias de 60% do valor total da massa de SSV. Estes valores estão apresentados na Figura 5.3:

Figura 5.3: Variação da produção de lodo e de proteína por unidade de volume do reator em função da idade de lodo

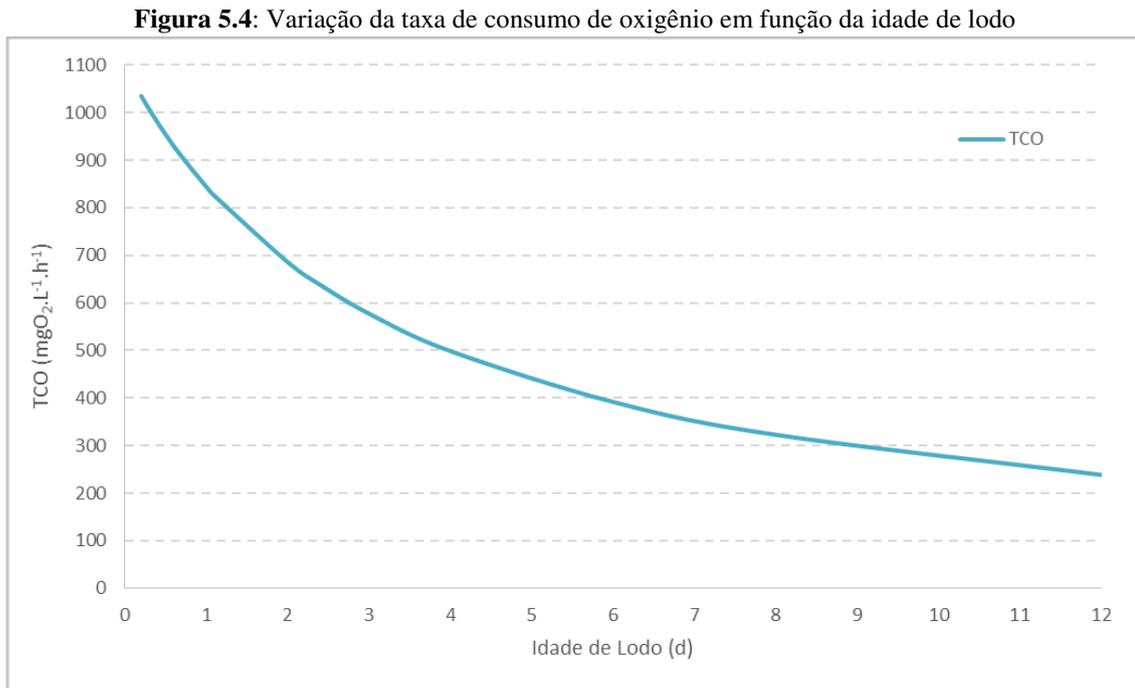


Fonte: próprio autor

Observando-se o gráfico apresentado na Figura 5.3, é possível perceber que a adoção de uma idade de lodo de 10 h corresponderia a um potencial de produção de lodo de $32,4 \text{ g SSV.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$, o que corresponderia a $19,4 \text{ g PUC.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$. Percebe-se também que a taxa de produção diária de sólidos no reator sofre uma variação significativa com a elevação da idade de lodo, pois quanto maior o tempo de permanência de uma unidade mássica de lodo no interior do reator, maior é o decaimento bacteriano acumulado sobre ela. Mais uma vez, os valores experimentais se aproximaram dos valores teóricos. O valor médio de r_c obtido para o reator R1 foi de $12,25 \text{ g SSV.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$, enquanto o valor teórico para a mesma idade de lodo é de $10,72 \text{ g SSV.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$.

Como já discutido, a produção de PUC em sistemas de lodo ativado pode ser limitada tanto pela disponibilidade de substrato, como pelas taxas de metabolização do material orgânico e de crescimento dos microrganismos. Mas existe ainda um terceiro fator que pode limitar fortemente o crescimento de lodo e conseqüentemente a produção de PUC. Esse fator é a capacidade de fornecimento oxigênio dissolvido pelos sistemas de aeração convencionais.

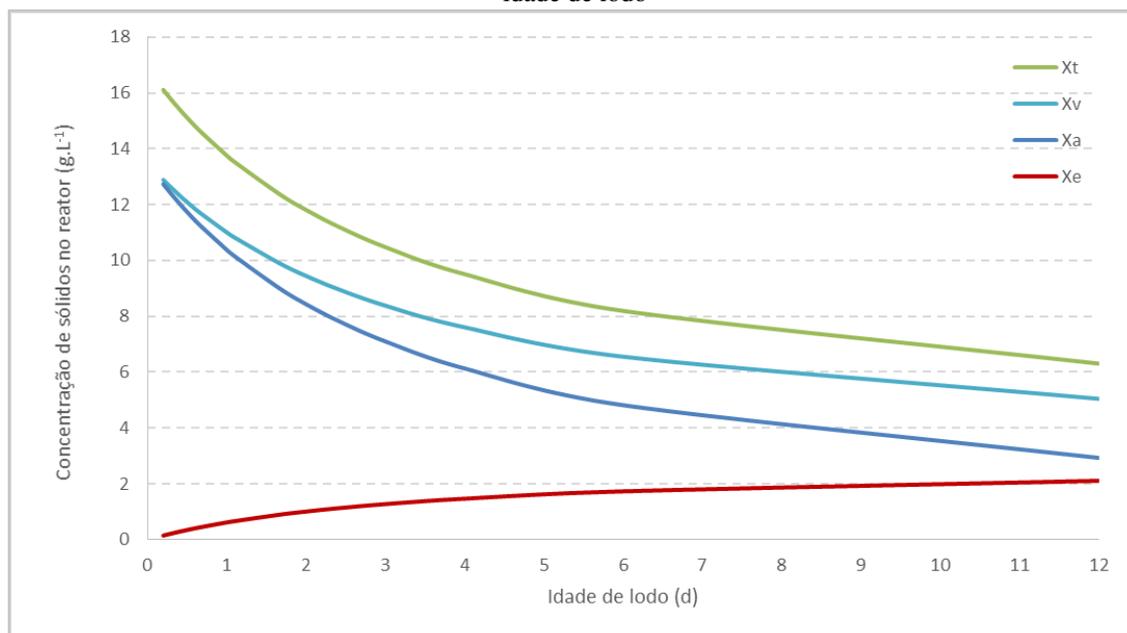
Sistemas de lodos ativados operando em altas taxas possuem demandas de oxigênio dissolvido bastante elevadas para atendimento das elevadas taxas de metabolização do material orgânico. A Figura 5.4 representa a variação da TCO correspondente à atividade metabólica bacteriana, em função da idade de lodo, que foi determinada de acordo com a Equação 4.9:



Fonte: próprio autor

Analisando-se a Figura 5.4, é possível perceber que, devido à elevada concentração de DQO no vinhoto, valores relativamente elevados de TCO são observados até mesmo para idades de lodo muito longas, e que idades de lodo mais curtas implicam em valores de TCO extremamente elevados. A adoção de uma idade de lodo de 10 h produziria uma TCO de cerca de 975 mg O₂.L⁻¹.h⁻¹. Os aparelhos convencionais de transferência de oxigênio dispõem de uma capacidade de transferência de oxigênio da ordem de 250 mg O₂.L⁻¹.h⁻¹. Difusores de ar puro possuem capacidades de transferência de O₂ significativamente superiores em relação aos convencionais. No entanto, a aquisição e principalmente a operação desses aparelhos é muito mais onerosa. Além disso, outro aspecto determinante é o fato de que a redução da idade lodo provoca a elevação da concentração de lodo no reator, como demonstrado na Figura 5.5:

Figura 5.5: Variação da das concentrações das diferentes frações do lodo no interior do reator em função da idade de lodo



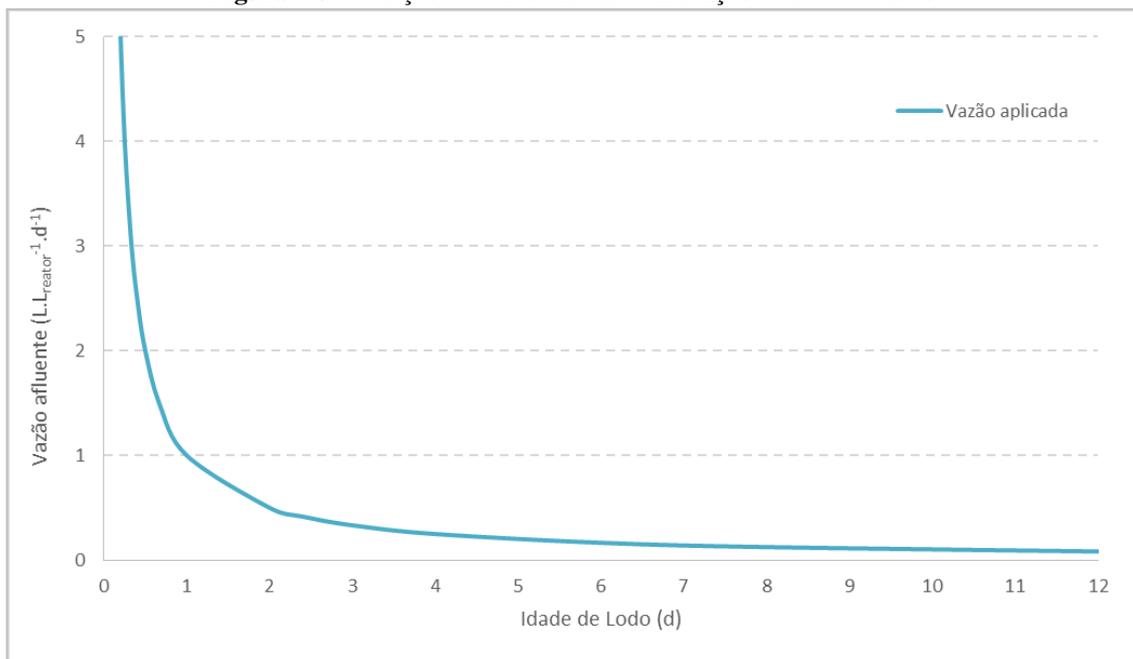
Fonte: próprio autor

Santos (2013) observou ainda que a elevação da concentração de sólidos no reator não apenas eleva consideravelmente a TCO, como também reduz a eficiência da transferência de O₂ no interior do reator pela modificação da concentração de saturação de OD. Portanto, na prática, a capacidade de transferência de O₂ é o principal fator limitante para a produção de biomassa em sistemas de lodo ativado de alta taxa.

Dado que existe uma igualdade numérica entre a quantidade de oxigênio consumida e a quantidade de DQO oxidada e considerando que a DQO catabolizada é cerca de 1/3 de todo o material orgânico metabolizado, a capacidade de oxigenação dos aeradores convencionais de cerca de 250 mg O₂.L⁻¹.h⁻¹ possibilitaria uma taxa de metabolização de cerca de 750 mg DQO.L⁻¹.h⁻¹, ou cerca de 18 g DQO.L⁻¹.d⁻¹. Para que a DQO aplicada fosse equiparada a esse valor, seria necessária a adoção de uma idade de lodo de 1,67 d, que por sua vez possibilitaria uma taxa de produção de lodo de 8,10 kg SSV.m⁻³.d⁻¹, ou seja, cerca de 4,86 kg PUC.m⁻³.d⁻¹. Considerando que o valor de mercado de mercado do quilograma da PUC no mercado gira em torno de US\$ 1,00, essa taxa de produção tem um potencial de geração de aproximadamente US\$ 5,00 dólares, ou cerca de R\$ 15,00, por metro cúbico de vinhoto tratado, o que representaria uma fonte de receita adicional ao setor, provendo uma destinação não apenas ambientalmente mais adequado, mas também economicamente viável para um rejeito que vem sendo despejado sem qualquer tipo de tratamento, causando uma série de impactos ambientais.

No entanto, é importante destacar que a adoção de uma idade de lodo tão reduzida pode implicar em alguns inconvenientes operacionais, tendo em vista que a redução da idade de lodo é feita através da redução do volume do reator em relação à vazão afluente, como mostra a Figura 5.6, existe a possibilidade de que o aumento da agitação provocado pela aeração mais intensa provoque a formação excessiva de espuma, provocando a perda de lodo.

Figura 5.6: Variação da vazão afluente em função da idade de lodo



Fonte: próprio autor

Esse comportamento foi observado frequentemente durante a fase experimental desta dissertação, mesmo com uma idade de lodo relativamente alta, de 8 d, embora seja preciso destacar que o substrato era preparado a partir de esgoto, que possui concentrações elevadas de sabões e outros agentes surfactantes. Portanto, é necessário ainda investigar se esse comportamento seria observado em sistemas tratando o próprio vinhoto.

A comparação entre os valores calculados a partir dos dados experimentais e os valores teóricos fornecidos pelo modelo de lodos ativados indicou uma aproximação bastante satisfatória. Isso corrobora o fato de que o modelo teórico pode ser empregado como uma importante ferramenta não apenas para descrever o comportamento do material orgânico e dos microrganismos nos sistemas de lodos ativados, mas também para possibilitar a realização de estimativas sobre a capacidade de tratamento dos sistemas, além da produção máxima de lodo

possível e do consumo de oxigênio correspondente. De posse dessas estimativas, as destilarias podem então fazer análises de custo/benefício e então determinar se há viabilidade no aproveitamento de vinhoto para a produção de PUC.

6. CONCLUSÃO

A utilização de sistemas de lodos ativados e de reatores de bateladas sequenciais se mostrou uma alternativa viável à produção de proteína unicelular através do cultivo de lodos alimentados pelo material orgânico presente no vinhoto gerado em destilarias de cana-de-açúcar.

Ambos os reatores operados apresentaram um bom desempenho na remoção do material orgânico e na produção de sólidos voláteis, o que indica que o vinhoto tratado em sistemas de lodos ativados tem um potencial considerável para a produção de proteína unicelular em sistemas de lodos ativados para aplicação como ração animal. Essa alternativa possibilita, por um lado, a geração de uma renda adicional para as destilarias de cana-de-açúcar e, por outro, contribui para a eliminação do impacto gerado pelo despejo do vinhoto diretamente no solo, nos campos de plantação de cana-de-açúcar, além de contribuir para o aumento da oferta de proteína para o atendimento da demanda global crescente, reduzindo os requisitos por mais áreas cultiváveis.

A respirometria se mostrou uma ferramenta devidamente adequada para possibilitar a caracterização cinética de lodos cultivados em sistemas de lodos ativados. Ambos os lodos apresentaram um bom desempenho tanto em termos de velocidade de utilização do material orgânico como de crescimento do lodo ativo. Esse é um importante indicativo de que sistemas de lodos ativados em bateladas sequenciais têm um potencial de tratamento de águas residuárias com elevadas concentrações de material orgânico, como o vinhoto, resultando na produção de grandes quantidades de biomassa. No entanto, a capacidade de oxigenação dos aeradores convencionais constitui o principal fator limitante para a produção de quantidades de biomassa em sistemas de alta carga de material orgânico e a obtenção de taxas de produção próximas à capacidade máxima de crescimento desses microrganismos está condicionada ao aumento da eficiência de transferência de oxigênio por parte dos aeradores.

A simples alteração no regime de aeração no reator R2 não foi suficiente para que se desenvolvesse um lodo enriquecido por microrganismos PAO e, conseqüentemente, para que fosse observado um aumento expressivo na produção de lodo nesse reator. O lodo produzido nesse reator não apresentou uma fração elevada de fósforo na sua constituição celular e, como resultado, esse sistema não desempenhou uma remoção elevada de fósforo, característica dos lodos predominantemente formados por microrganismos dessa espécie.

Ambos os lodos gerados apresentaram características mecânicas bastante desfavoráveis ao processo de separação da fase líquida, típicas de lodos altamente filamentosos. Esse comportamento pode ter resultado tanto dos longos períodos de aeração contínua em cada batelada, como também da idade de lodo relativamente alta, de 8 dias, que foi empregada em ambos os reatores. Portanto, é necessário que sejam avaliadas as devidas alterações operacionais que permitam a produção de um lodo com melhores propriedades de sedimentação, para que os processos de separação da fase líquida e secagem sejam facilitados, tornando mais viável a sua utilização como ração animal.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

APHA, A. W. W. A. WEF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**, v. 22, 2012.

ARDERN, E.; LOCKETT, W. T. **Experiments on the oxidation of sewage without the aid of filters**. *Journal of the society of chemical industry*, v. 33, n. 10, p. 523-539. 1914.

BUENO, Rodrigo de Freitas. **Nitrificação e desnitrificação simultânea em reator com biomassa em suspensão e fluxo contínuo de esgoto**. Tese de Doutorado. Universidade de São Paulo. 2011.

BASSIN, J. P. **Remoção biológica de nutrientes em sistemas compactos e estudo da diversidade microbiana por técnicas de biologia molecular**. Tese de Doutorado. Universidade Federal do Rio de Janeiro. 2012.

BASSIN, J. P. et al. **Improved phosphate removal by selective sludge discharge in aerobic granular sludge reactors**. *Biotechnol. Bioeng.* 109 (8), 1919–1928. 2012.

BEKATOROU, A.; Psarianos, C.; Koutinas, A. A. **Production of food grade yeasts**. *Food Technol. Biotechnol.*, 44: 407-415. 2006.

BOND, P. L. et al. **Bacterial community structures of phosphate-removing and non-phosphate-removing activated sludges from sequencing batch reactors**. *Appl. Environ. Microbiol.* 61:1910–1916. 1995.

CARVALHEIRA, M. et al. **The impact of aeration on the competition between polyphosphate accumulating organisms and glycogen accumulating organisms**. *Water Res.* 66, 296–307. 2014.

CHUANG, S. H. et al. **Effects of different carbon supplements on phosphorus removal in low C/P ratio industrial wastewater**. *Bioresour. Technol.* 102 (9), 5461–5465. 2011.

CLOETE, T. E.; STEYN, P. L. **A combined fluorescent antibody membrane filter technique for enumerating Acinetobacter in activated sludge**, p. 335–338. In R. Ramadori (ed.), *Biological phosphate removal from wastewaters*. Pergamon Press, Oxford, England. 1987.

COMA, M., et al. **Minimization of sludge production by a side-stream reactor under anoxic conditions in a pilot plant**. *Bioresour. Technol.* 129, 229–235. 2013.

DENMAN, K. L. et al. **Couplings between changes in the climate system and biogeochemistry** In: SOLOMON, S. et al. (Eds.). *Climate change: the physical science basis*. Cambridge: Cambridge University Press, 2007. p. 499-588. 2007.

DERKS, Y. M. **Uso da respirometria para avaliar a influência de fatores operacionais e ambientais sobre a cinética de nitrificação**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Campina Grande, 2007.

ELIA NETO, A. Estado da arte da vinhaça. “Position paper” elaborado pelo consultor Ambiental e de Recursos Hídricos da UNICA, André Elia Neto, para o 2º Workshop

Bioeconomia “Resíduos Urbanos e Agrícolas”, realizado no IAC de 31/08 a 01/09/2016. São Paulo, SP.

EPE - EMPRESA, DE PESQUISA ENERGÉTICA. **Balço energético nacional 2016: Ano base 2015**. Rio de Janeiro: EPE, 2016.

ERISMAN, J. W. et al. **How a century of ammonia synthesis changed the world**. Nat. Geosci. 1 (10), 636-639. 2008.

FAO Statistics Division 2010, **Food Balance Sheets, Food and Agriculture Organization of the United Nations**, acessado em 23 de novembro de 2016, Disponível em: <<http://faostat.fao.org/>>.

FAO 2015, **Word Fertilizer trends and outlook to 2018**, acessado em 14 de fevereiro de 2017, Disponível em: <<http://fao.org/>>.

FAO 2016, **Global Livestock Environmental Assessment Model (GLEAM)**, acessado em 03 de novembro de 2016, Disponível em: <<http://www.fao.org/>>.

FERRAZ, D. F. M. **Eficiência de um ETE em escala real composta por reator uasb seguido de lodo ativado**. 2014.

FUHS, G. W.; CHEN, M. **Microbiological basis of phosphate removal in the activated sludge process for the treatment of wastewater**. Microb. Ecol. 2 (2), 119–138. 1975.

GEBREMARIAM, S. Y., et al., **Research advances and challenges in the microbiology of enhanced biological phosphorus removal—a critical review**. Water Environ. Res. 83 (3), 195–219. 2011.

GUJER, W.; HENZE, M. **Activated sludge modelling and simulation**. Water Science and Technology, v. 23, n. 4-6, p. 1011-1023. 1991.

GUJER, W. et al. **Activated Sludge Model No. 3**. Water Science and Technology, v. 39, n. 1, p. 183–193. 1999.

GUO, Wan-Qian et al. **Minimization of excess sludge production by in-situ activated sludge treatment processes—A comprehensive review**. Biotechnology advances, v. 31, n. 8, p. 1386-1396. 2013.

HENRIQUE, I. N. et al. **Remoção biológica de fósforo em reatores em bateladas sequenciais com diferentes tempos de retenção de sólidos**. Eng. sanit. ambient, v. 15, n. 2, 2010.

HORAN, N.J. **Biological Wastewater Treatment System Theory and Operation**. John Wiley, New York, 1990.

JENKINS, D.; TANDOI, V. **The applied microbiology of enhanced biological phosphate removal - accomplishments and needs**. Water Res. 25, 1471-1478. 1991.

KÄMPFER, P. et al. **Characterization of bacterial communities from activated sludge-culture-dependent numerical identification versus in situ identification using group- and genus-specific rRNA-targeted oligonucleotide probes.** *Microb. Ecol.* 32:101–121. 1996.

KAWAHARASAKI, M. et al., **In situ identification of polyphosphate-accumulating bacteria in activated sludge by dual staining with rRNA-targeted oligonucleotide probes and 40,6-diamidino-2-phenylindol (DAPI) at a polyphosphate-probing concentration.** *Water Res.* 33 (1), 257–265. 1999.

KONG, Y. H. et al. **Structure and Function of the Microbial Community in a Full-Scale Enhanced Biological Phosphorus Removal Plant.** *Microbiol.*, 153, 4061-4073. 2007.

LOPEZ-VAZQUEZ, C. M. et al. **Modeling the PAO–GAO competition: effects of carbon source, pH and temperature.** *Water Research*, v. 43, n. 2, p. 450-462, 2009.

MANOCHIO, C. **Produção de bioetanol de cana de açúcar, milho e beterraba: uma comparação dos indicadores tecnológicos, ambientais e econômicos.** Trabalho de conclusão de curso (Engenharia Química)–Universidade Federal de Alfenas. Poços de Caldas, MG, 2014.

MAPA – Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. **Safra 2015/2016 de cana-de-açúcar deve crescer 3,2%**, 2015, acessado em 12 de novembro de 2016, Disponível em: <<http://www.brasil.gov.br/>>.

MARAIS, G. R.; EKAMA, G. A. **The activated sludge process part I-steady state behaviour.** *Water SA*, v. 2, n. 4, p. 164-200. 1976.

MARTIN, M. A. **Bioconversion of waste materials to industrial products**, Vol. 7. Elsevier Applied science, London, UK. Pp. 44 190. 1991.

METCALF; EDDY, Inc. (Org.: G. Tchobanoglous, Franklin. Louis. Burton, H. David Stensel). **Wastewater Engineering: Treatment and Reuse, 4th ed.**, (McGraw-Hill Inc: New York). 2003.

MINO, T.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; HEIJNEN, J.J., **Microbiology and biochemistry of the enhanced biological phosphate removal process.** *Water Res.* 32 (11), 3193–3207. 1998.

MIRANDA, A. C. **Influência da concentração de lodo sobre a capacidade de oxigenação do aerador e a influência da concentração do sal sobre a capacidade metabólica do lodo.** Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Campina Grande. 2012.

MOTA, L. S. et al. **Automatização e otimização de sistemas de lodo ativado em regime de bateladas sequenciais visando à remoção biológica de nitrogênio.** 2015. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Campina Grande, 2016.

NASSERI, A. T. et al. **Single cell protein: production and process.** *American Journal of food technology*, v. 6, n. 2, p. 103-116. 2011.

NÓBREGA, E. O. D. **Estequiometria e cinética da remoção de fósforo em sistemas de lodo ativado.** Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Campina Grande. 2009.

OEHMEN, A. et al. **Advances in enhanced biological phosphorus removal: from micro to macro scale**. Water research, v. 41, n. 11, p. 2271-2300, 2007.

PAIVA, L. A. L. **Viabilidade de pós-tratamento aeróbio de efluentes de reatores uasb visando reuso**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Campina Grande. 2016.

PESSOA, C. A.; JORDÃO, E. P. **Tratamento de esgotos domésticos**, 4ª Ed. Rio de Janeiro, ABES. 2009.

SANTOS, S.L. **Estudo comparativo dos métodos contínuo e semi-contínuo de determinação da taxa de consumo de oxigênio**. 2013. 113 f. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, 2013.

SANTOS, E. V. M. D. **Estratégias para predominância de organismos acumuladores de fósforo em sistemas de lodo ativado e respirometria aplicada à biodesfosfatação**. Tese de Doutorado. Universidade Federal de Campina Grande. 2014.

SILVA FILHO, H. A. **Determinação de propriedades bioquímicas e mecânicas de biomassas de sistemas de lodo ativado para concepção de projetos otimizados**. 2014.

SILVA, V. T. S. **Desenvolvimento de distintas populações de bactérias através de diferentes condições operacionais em sistemas de lodo ativado**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Campina Grande. 2015.

SMIL, V. **Enriching the Earth Fritz Haber, Carl Bosch and the Transformation of World Agriculture**. 2001.

SUMAN, G. et al. **Single cell protein production: a review**. International Journal of Current Microbiology and Applied Sciences, v. 4, p. 251-262, 2015.

U.S. Environmental Protection Agency (USEPA). **Summary Report, Sequencing Batch Reactors**. EPA 625/8-86- 001. Technology Transfer, Cincinnati, OH. 1986.

U.S. Environmental Protection Agency (USEPA). **Wastewater Technology Fact Sheet, Sequencing Batch Reactors**. EPA 999-F-99-073. Office of Water, Washington, DC. 1999.

VAN HAANDEL, A. C. V; CATUNDA, P. F. C. **Determinação da taxa de consumo de oxigênio com sistemas de tratamento de esgoto**. Engenharia sanitária, v. 21, n. 4, p. 481-8, 1982.

VAN HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. **O comportamento do sistema de lodo ativado: teoria e aplicações para projetos e operação**. In: O comportamento do sistema de lodo ativado: Teoria e Aplicações para Projetos e Operação. epgraf, 1999.

VAN HAANDEL, A. C. **Integrated energy production and reduction of the environmental impact at alcohol distillery plants**. Water Science and Technology, v. 52, n. 1-2, p. 49-57, 2005.

VAN HAANDEL, A. C.; VAN DER LUBBE, J. **Handbook biological waste water treatment: design and optimization of activated sludge systems**. 2. ed. Londres – UK: IWA Publishing of Alliance House, 816 p. 2012.

VAN HAANDEL, A. C.; CATUNDA, S. Y. C. **Respirometria aplicada ao sistema de lodo ativado: teoria e aplicações**. Campina Grande – PB, 2013.

VAN LOOSDRECHT, M. C. M. et al. **Biological phosphate removal processes**. Applied Microbiology and Biotechnology, v. 48, n. 3, p. 289-296. 1997.

VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; POT, M. A.; HEIJNEN, J.J. **Importance of bacterial storage polymers in bioprocesses**. Water Sci. Technol. 35, 41-47. 1997.

VELHO, V. F. et al. **Reduction of excess sludge production in an activated sludge system based on lysis-cryptic growth, uncoupling metabolism and folic acid addition**. Braz. J. Chem. Eng., São Paulo, v. 33, n. 1, p. 47-57, Mar. 2016.

WAGNER, M. et al. **Development of an ribosomal-RNA targeted oligonucleotide probe specific for the genus Acinetobacter and its application for in-situ monitoring in activated sludge**. Appl. Environ. Microbiol. 60 (3), 792–800. 1994.

WANG, D., et al. **Effect of initial pH control on biological phosphorus removal induced by the aerobic/extended-idle regime**. Chemosphere 90 (8), 2279–2287. 2013.

WANG, Q.; CHEN, Q., **Simultaneous denitrification and denitrifying phosphorus removal in a full-scale anoxic–oxic process without internal recycle treating low strength wastewater**. J. Environ. Sci. 39 (1), 175–183. 2015.

WENTZEL, M. C. et al. **Metabolic behaviour of Acinetobacter spp. in enhanced biological phosphorus removal- a biochemical model**. Water S. A., v. 12, n. 4, p. 209-224, 1986.

WENTZEL, M. C. et al. **Enhanced polyphosphate organism cultures in activated sludge systems. Part II: Experimental behaviour**. Water S. A., v. 15, n. 2, p. 71-88, 1989.

ZHANG, Z. et al. **Improvement strategy on enhanced biological phosphorus removal for municipal wastewater treatment plants: full-scale operating parameters, sludge activities, and microbial features**. Bioresour. Technol. 102 (7), 4646–4653. 2011.

ZHENG, X., et al. **Inhibitory factors affecting the process of enhanced biological phosphorus removal (EBPR)-A mini-review**. Process Biochem. 49 (12), 2207–2213. 2014.

APÊNDICE A

Neste Apêndice, são apresentados os respirogramas obtidos durante ensaios em batelada com os lodos do sistema R1.

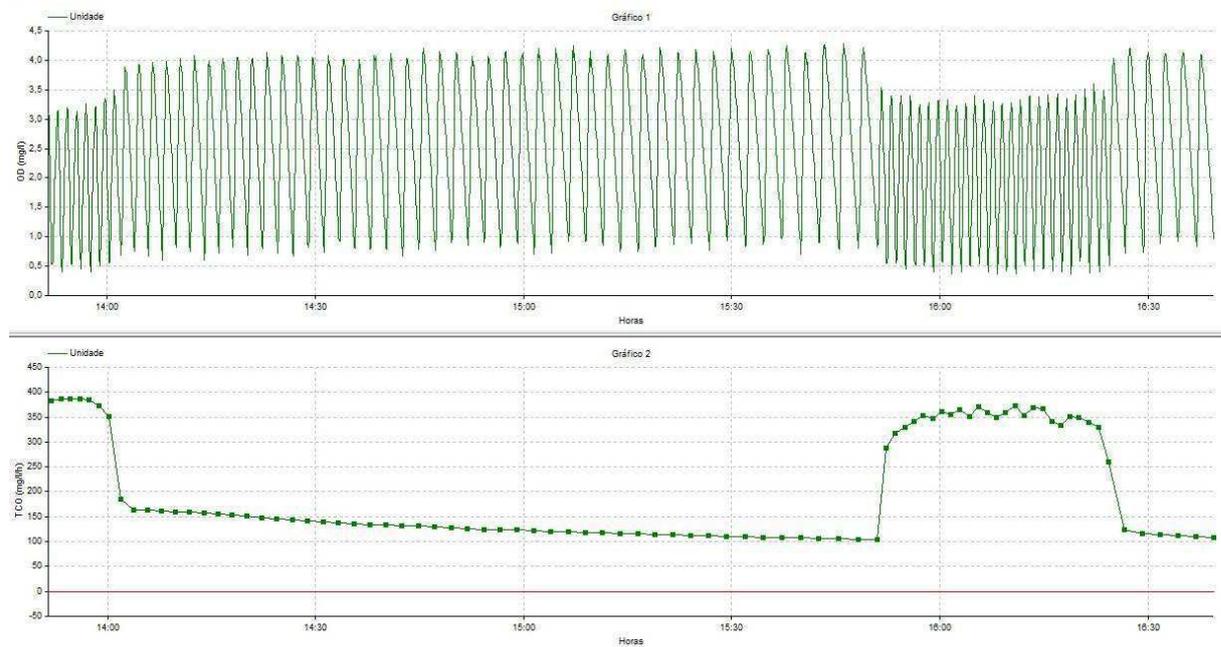


Figura A.1: Respirograma do ensaio A1.

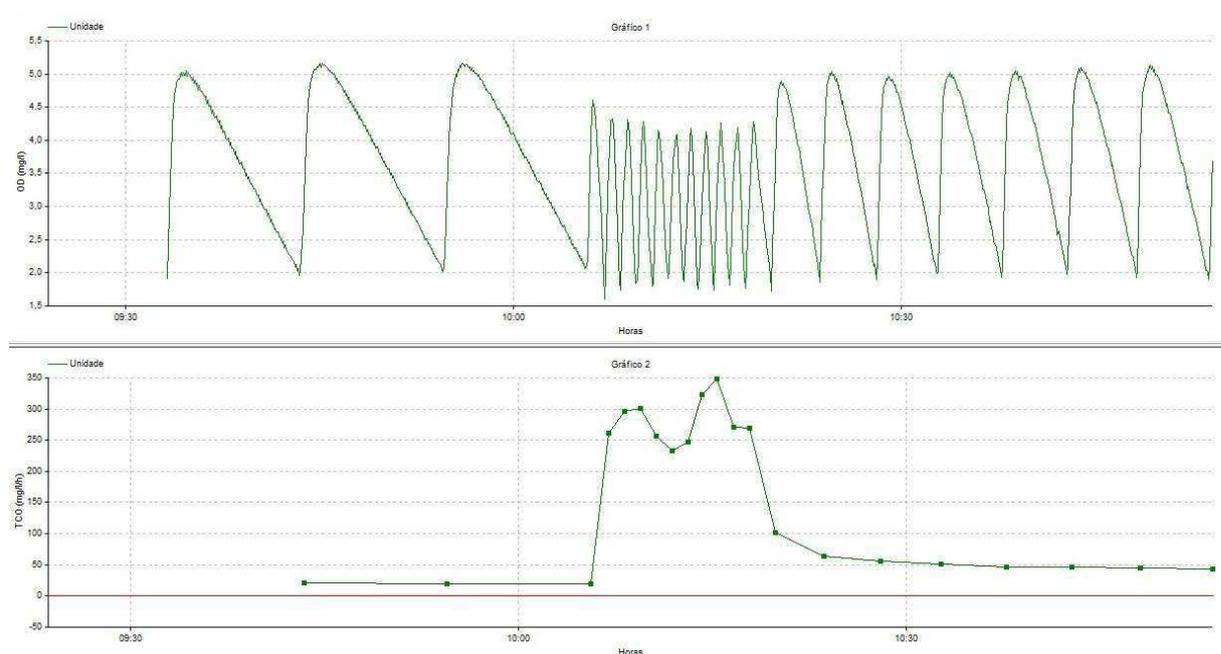


Figura A.2: Respirograma do ensaio A2.

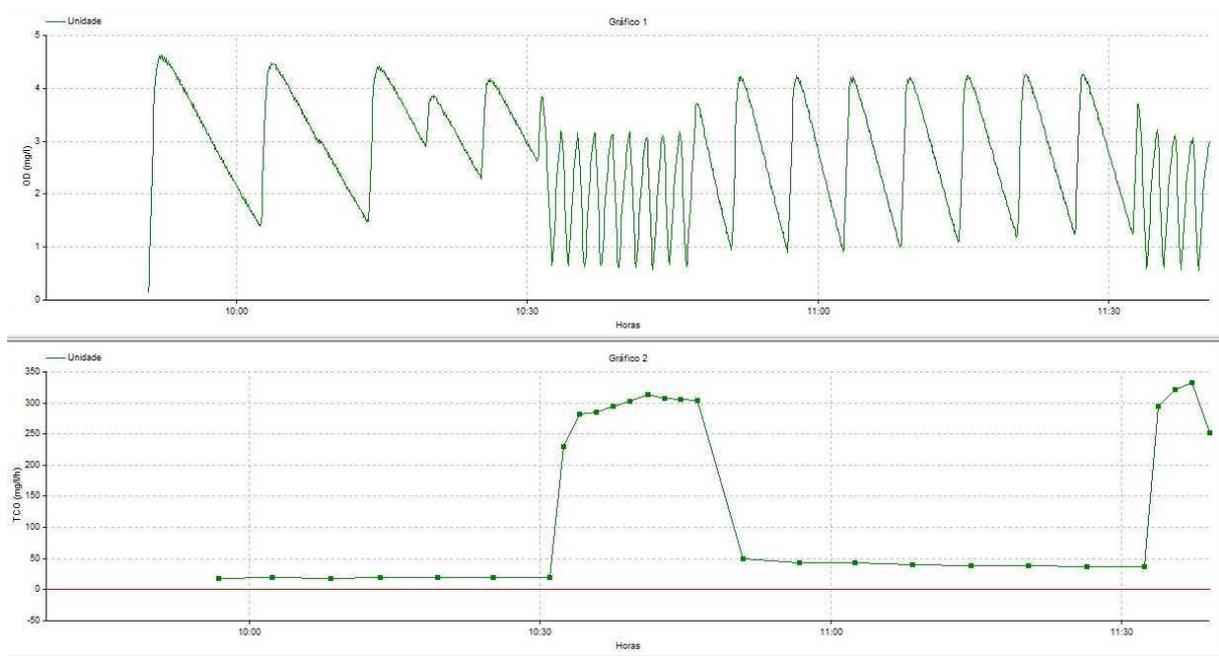


Figura A.3: Respirograma do ensaio A3.

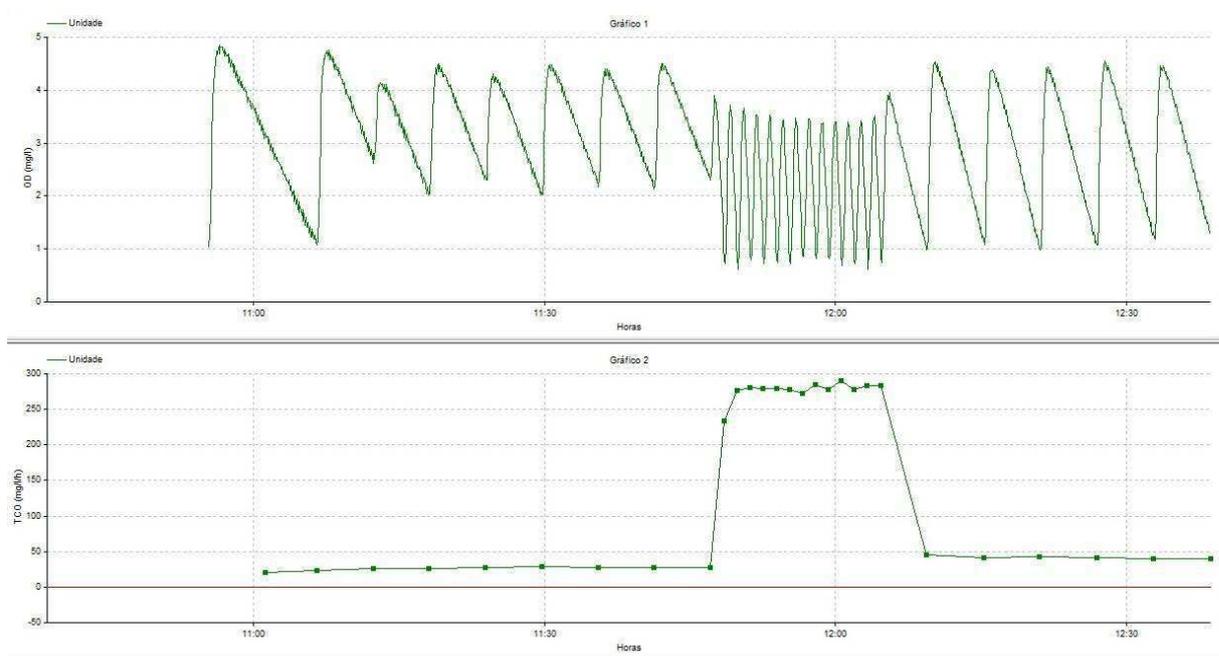


Figura A.4: Respirograma do ensaio A4.

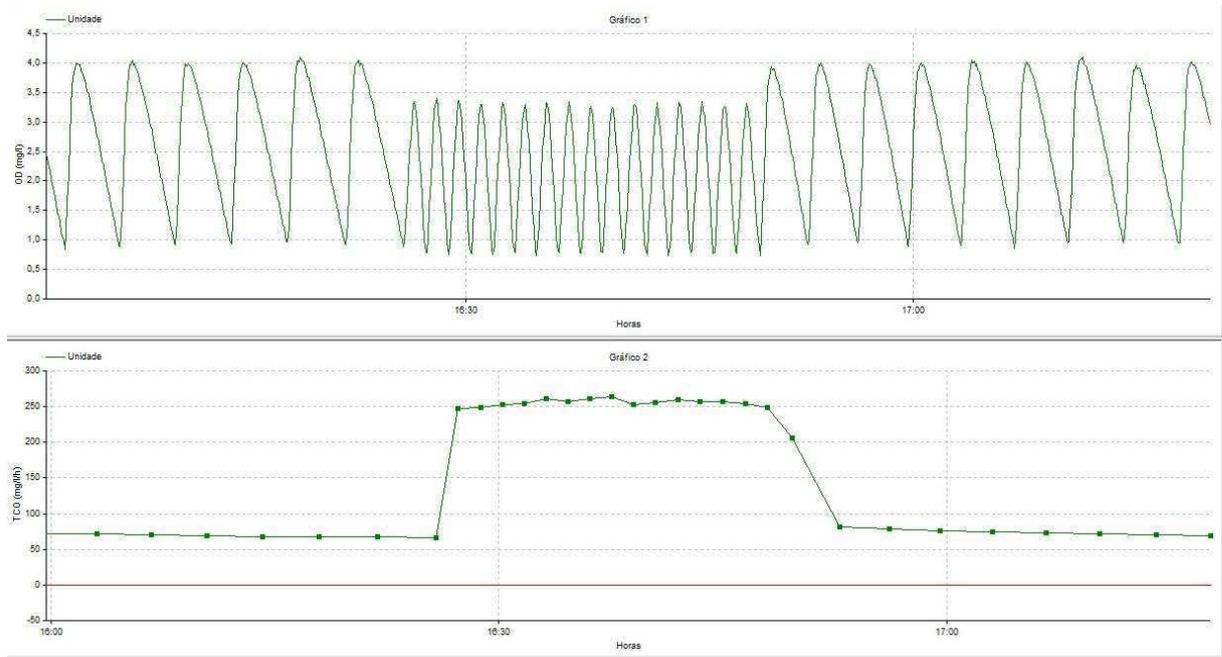


Figura A.5: Respirograma do ensaio A5.

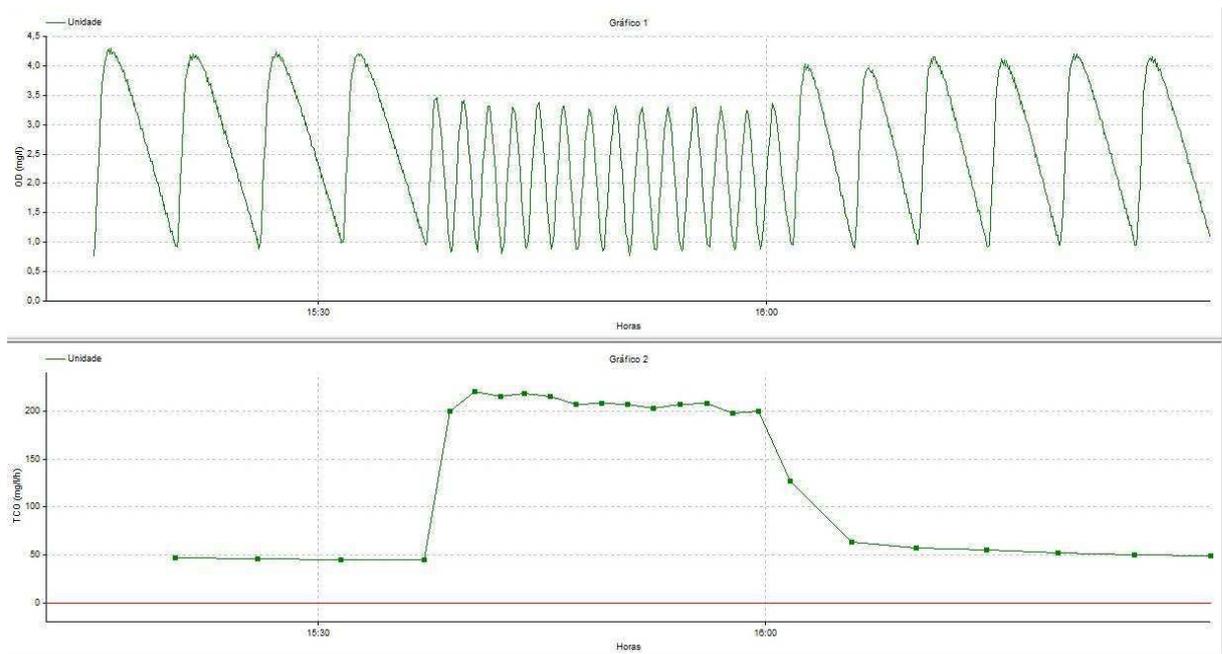


Figura A.6: Respirograma do ensaio A6.

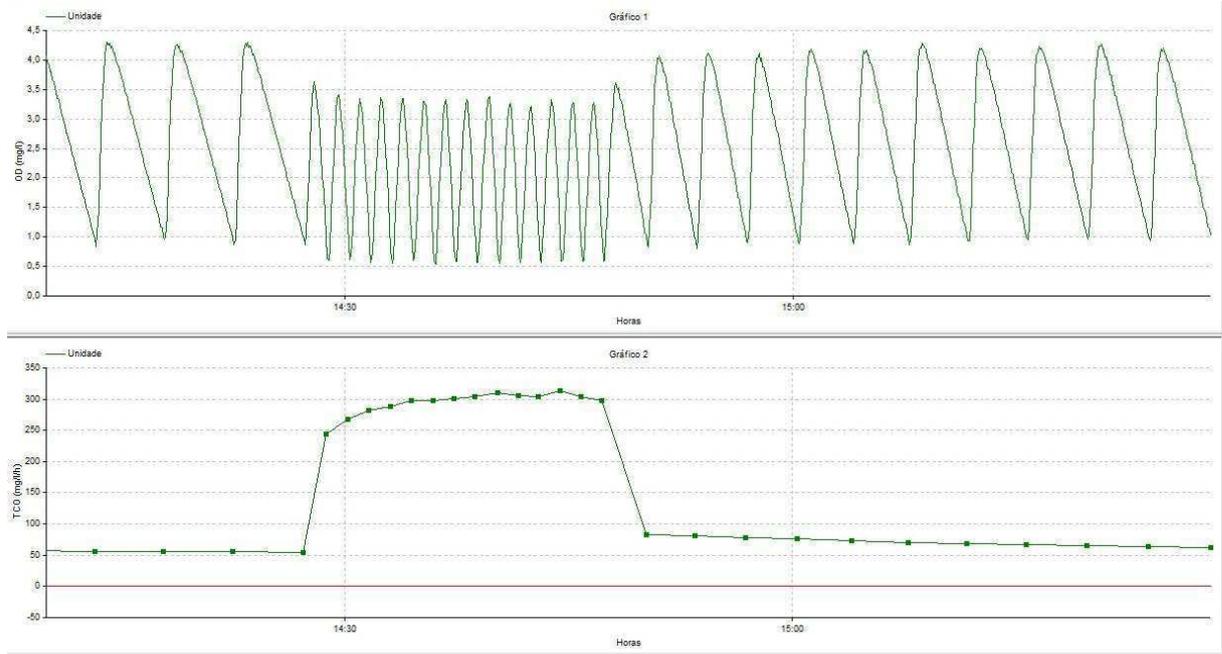


Figura A.7: Respirograma do ensaio A7.

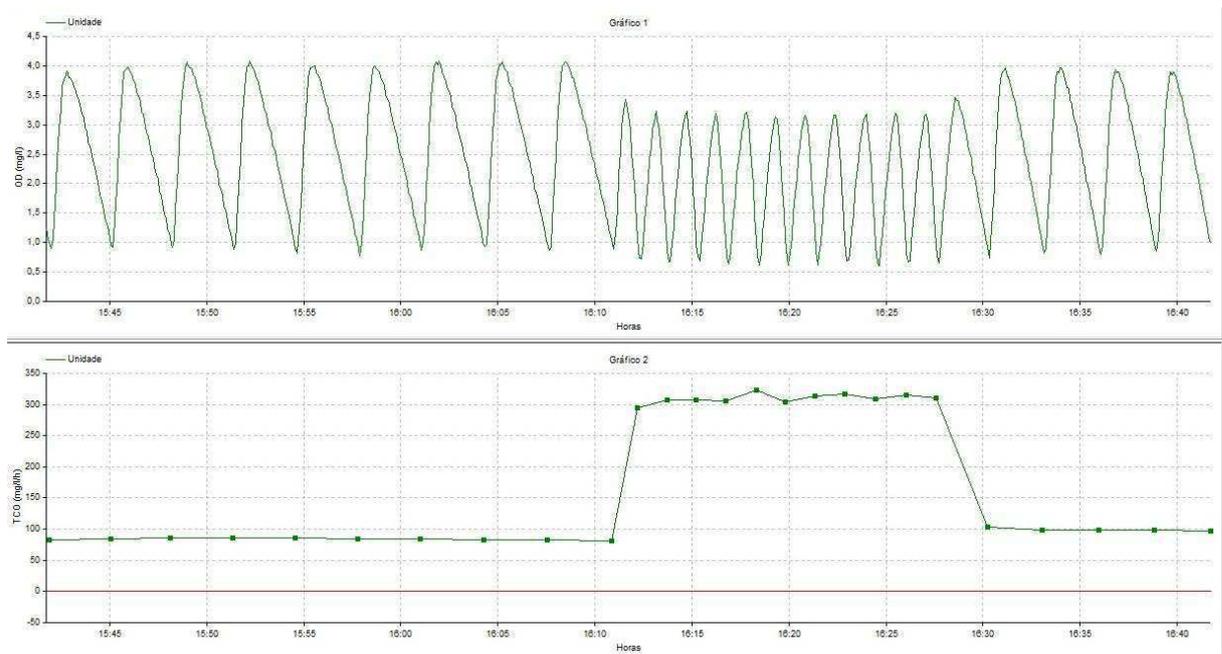


Figura A.8: Respirograma do ensaio A8.

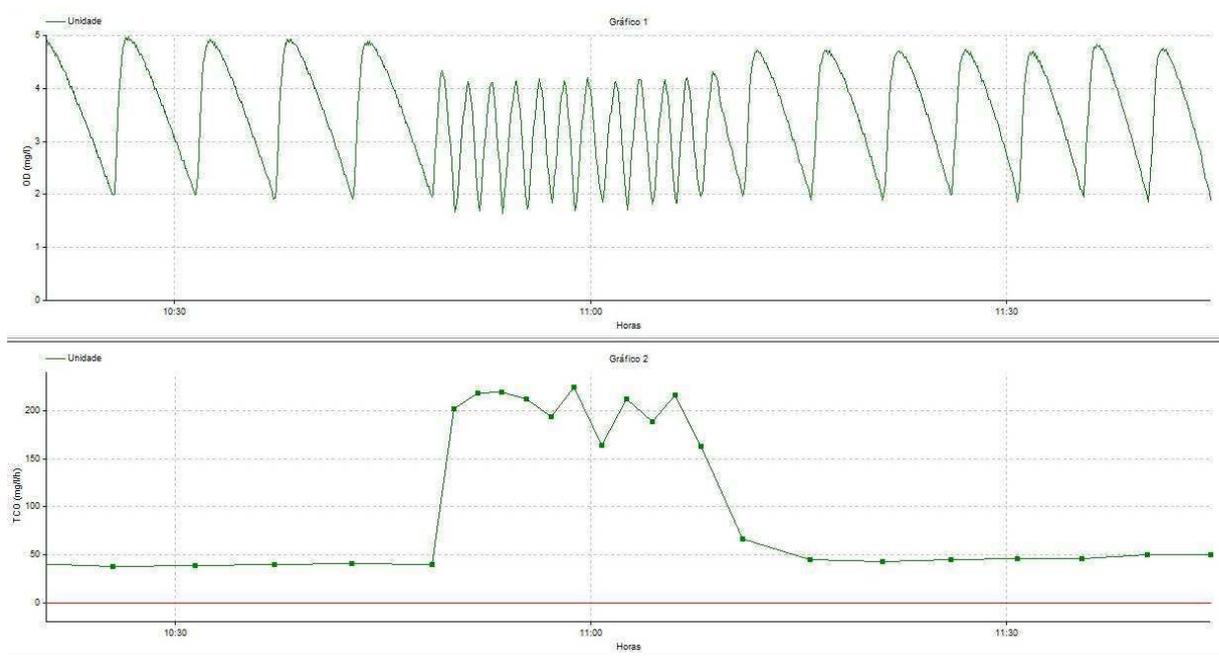


Figura A.9: Respirograma do ensaio A9.

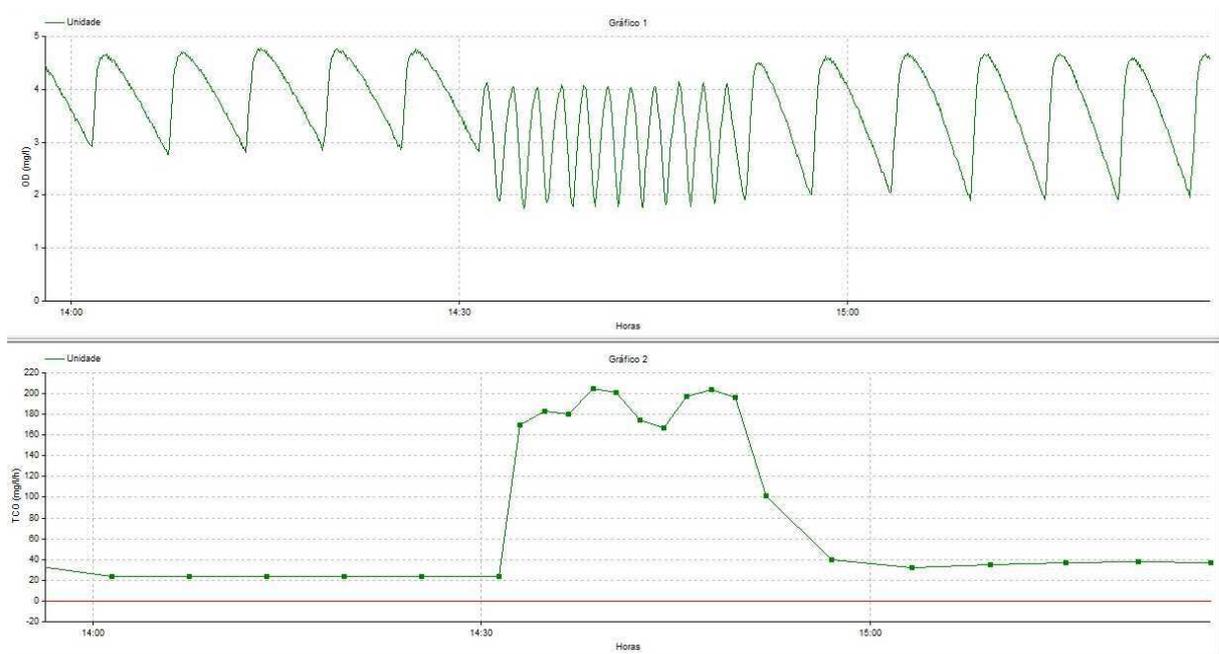


Figura A.10: Respirograma do ensaio A10.

APÊNDICE B

Neste Apêndice, são apresentados os respirogramas obtidos durante ensaios em batelada com os lodos do sistema R2.

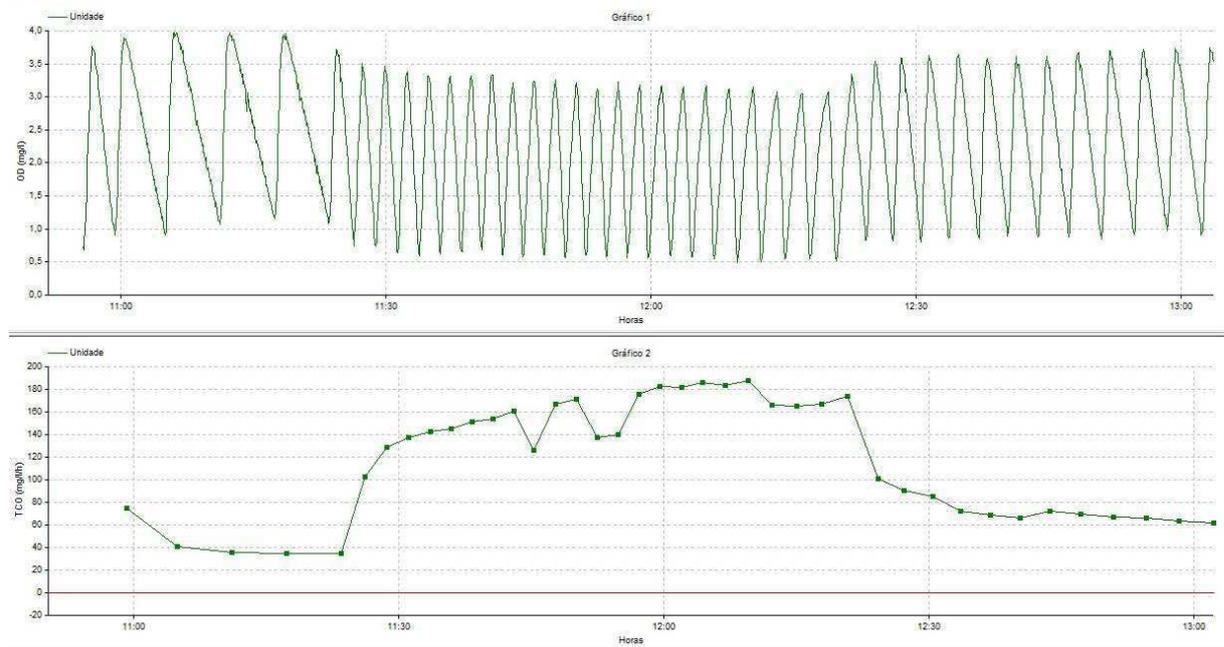


Figura B.1: Respirograma do ensaio B1.

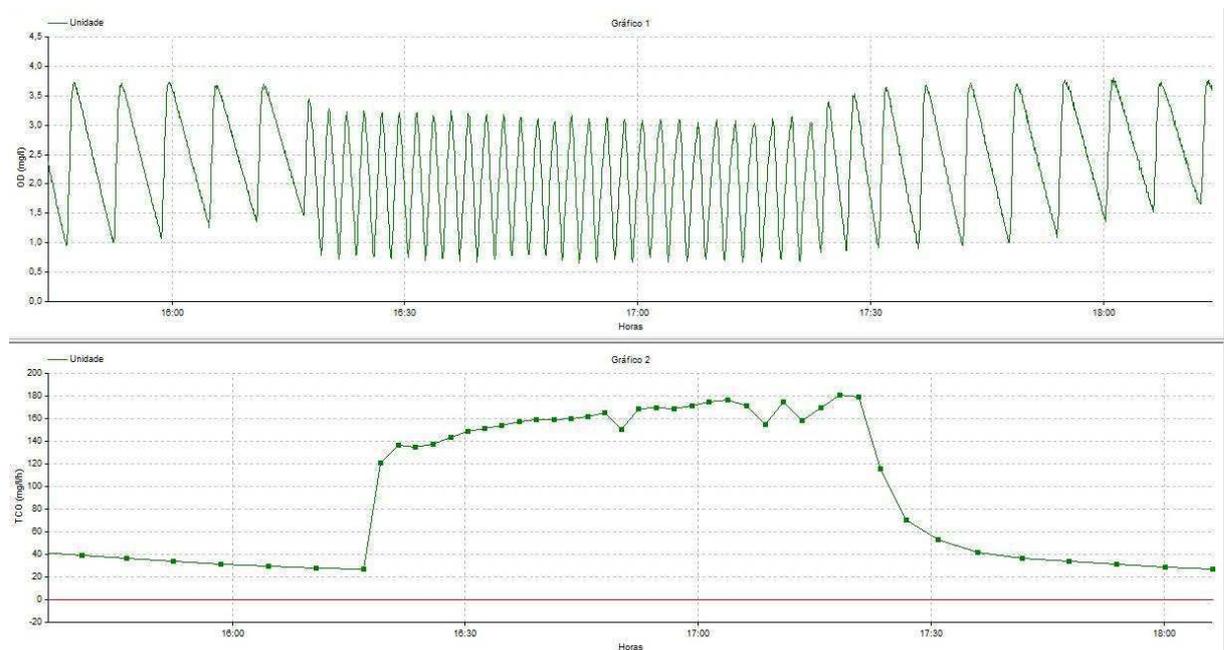


Figura B.2: Respirograma do ensaio B2.

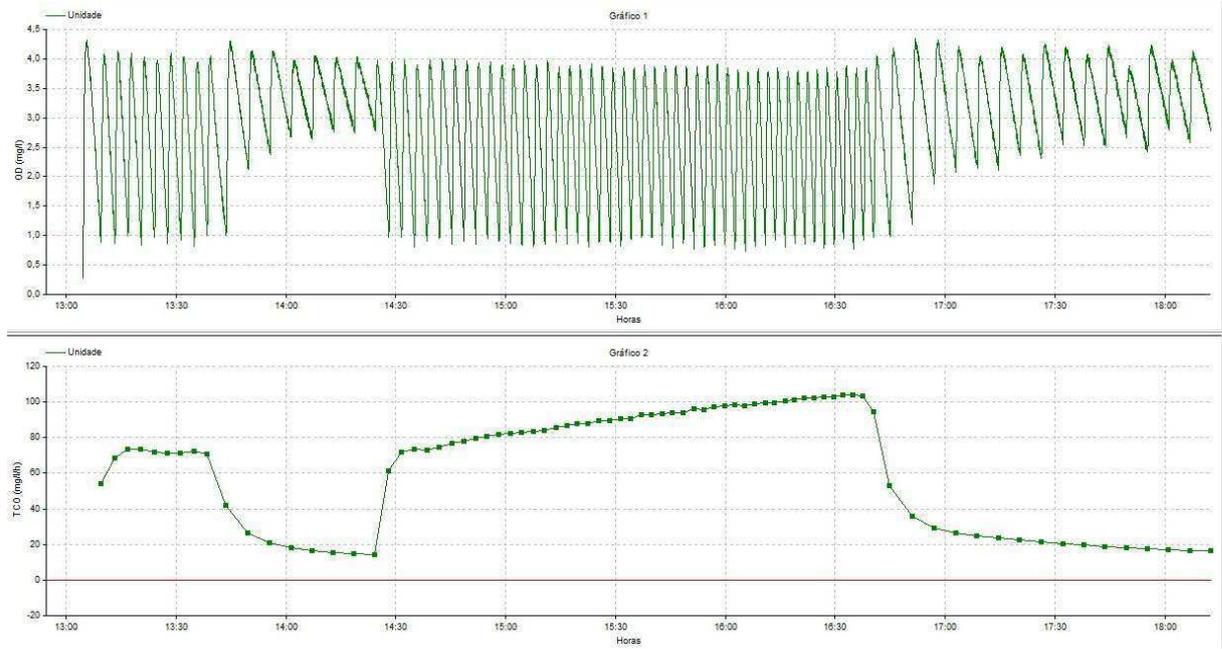


Figura B.3: Respirograma do ensaio B3.

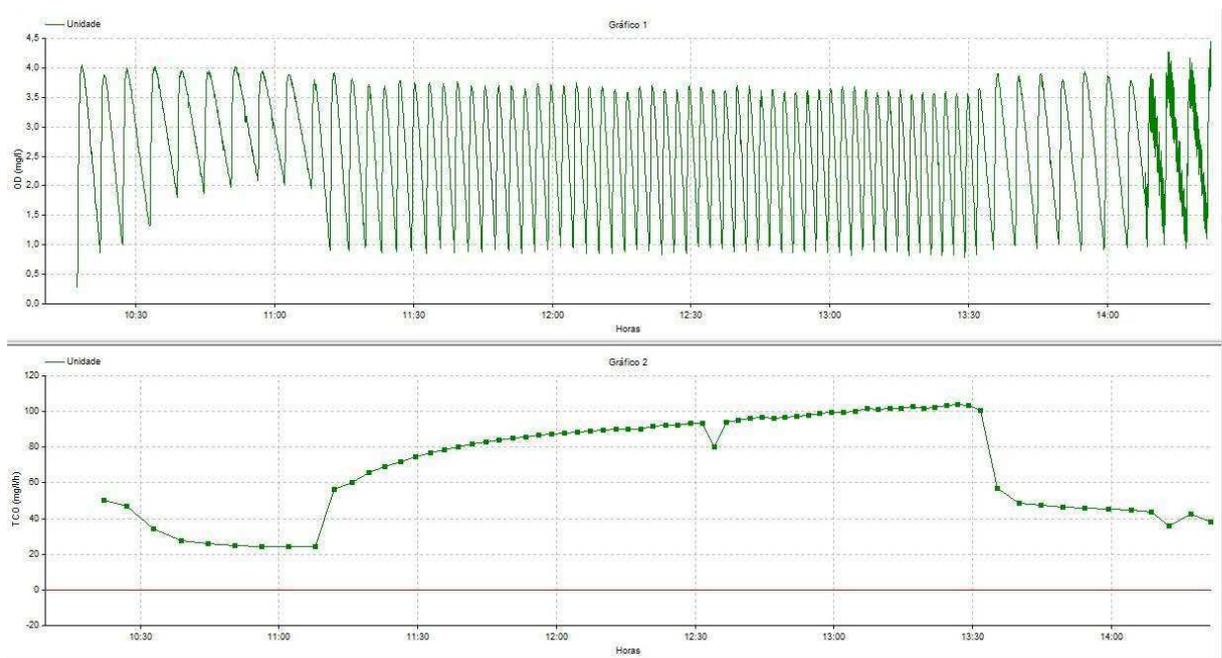


Figura B.4: Respirograma do ensaio B4.

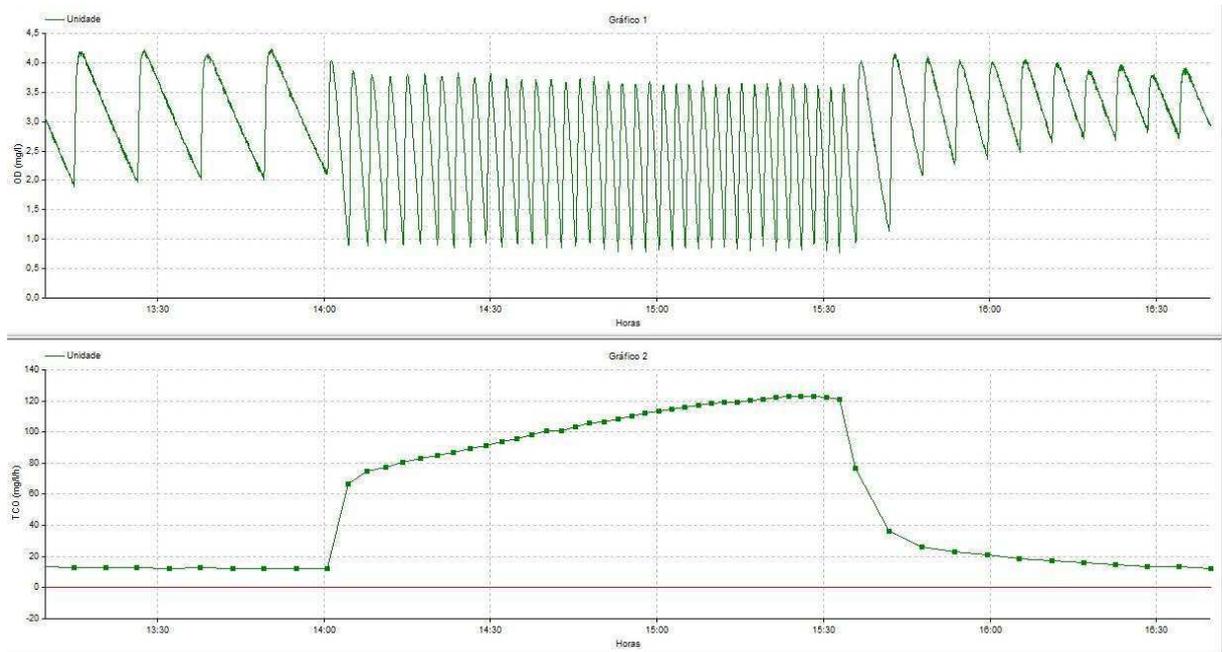


Figura B.5: Respirograma do ensaio B5.

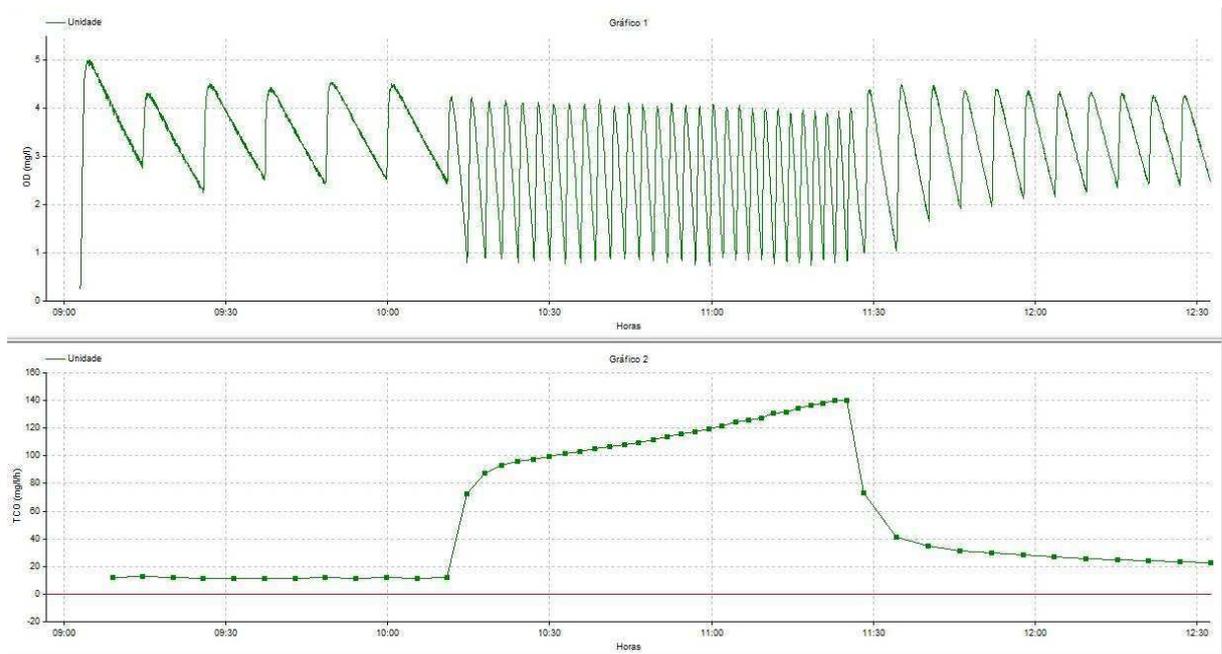


Figura B.6: Respirograma do ensaio B6.

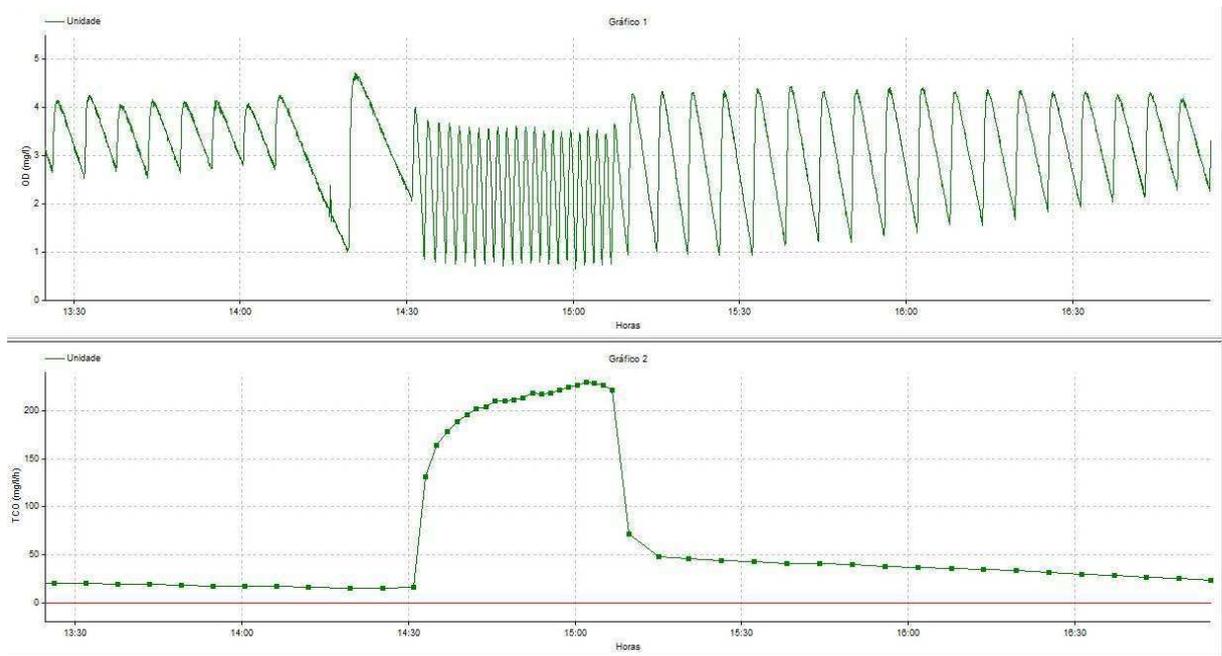


Figura B.7: Respirograma do ensaio B7.

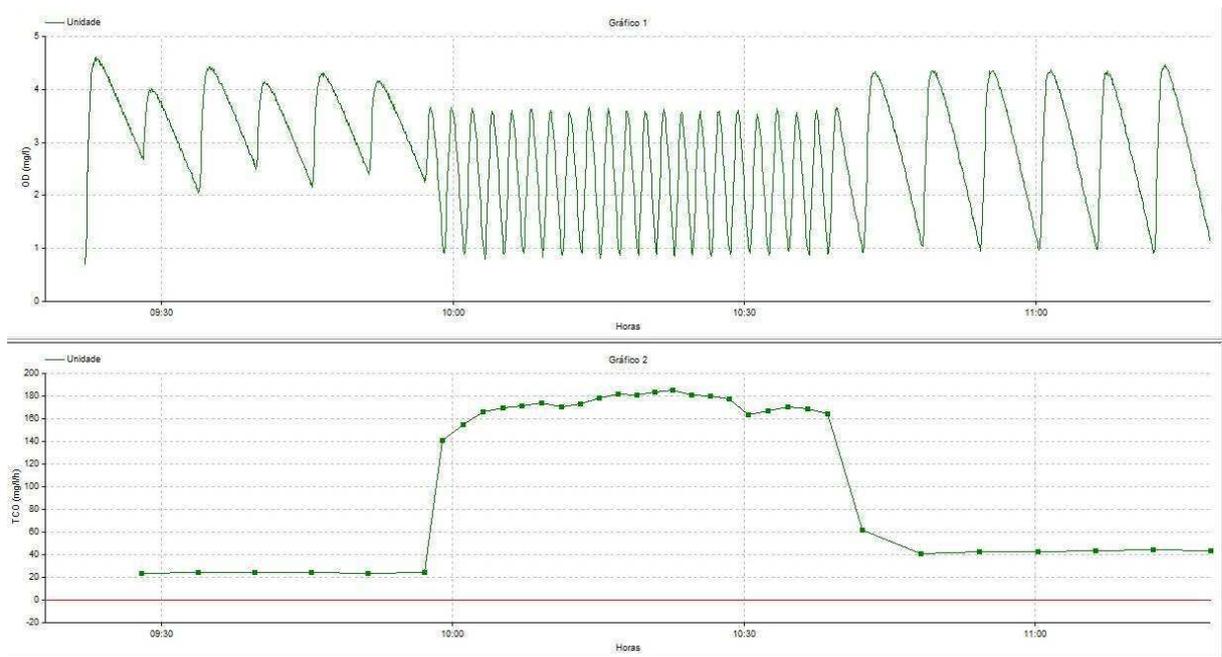


Figura B.8: Respirograma do ensaio B8.

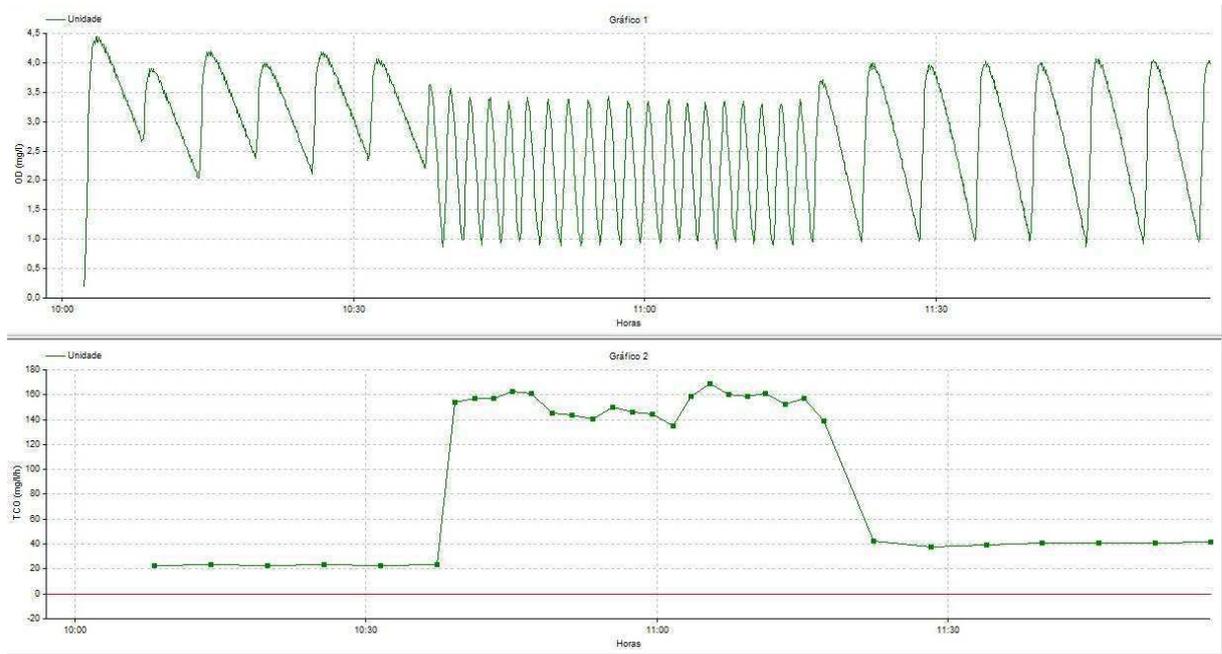


Figura B.9: Respirograma do ensaio B9.

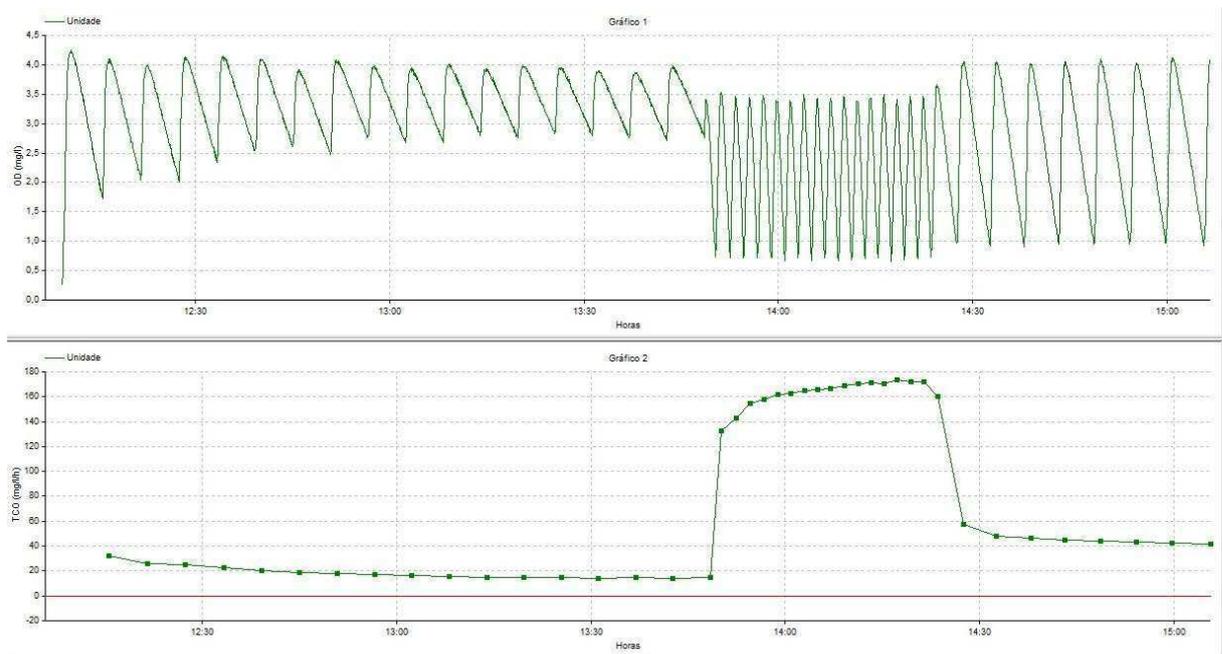


Figura B.10: Respirograma do ensaio B10.