

II-460 - DESENVOLVIMENTO DE LODO GRANULAR AERÓBIO VISANDO À REMOÇÃO SIMULTÂNEA DE MATÉRIA ORGÂNICA, NITROGÊNIO E FÓSFORO DE ESGOTO SANITÁRIO

Marcel Zanetti Sandoval⁽¹⁾

Engenheiro Ambiental pela Escola Politécnica da USP. Mestrando em Engenharia Hidráulica e Ambiental pela Escola Politécnica da USP. Especialista de Aplicação na Empresa Nova Opersan – Soluções Ambientais.

Roque Passos Piveli⁽²⁾

Engenheiro Civil e Mestre em Engenharia Hidráulica e Saneamento pela Escola de Engenharia de São Carlos da USP, Doutor em Engenharia Hidráulica e Sanitária pela Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Professor Titular do Depto. de Engenharia Hidráulica e Ambiental da Escola Politécnica da USP.

Fábio Campos⁽³⁾

Biólogo, Doutor em Ciências pela Faculdade de Saúde Pública da Universidade de São Paulo (FSP-USP). Técnico Responsável pelo Laboratório de Saneamento do Depto. de Eng. Hidráulica e Ambiental da Escola Politécnica da USP. Professor MS3 do curso de Gestão Ambiental da Escola de Artes e Ciências Humanas da USP (EACH).

Rodrigo de Freitas Bueno⁽⁴⁾

Engenheiro Ambiental e Biólogo. Professor Doutor do Centro de Engenharia, Modelagem Aplicada e Ciências Sociais da Universidade Federal do ABC – UFABC.

Endereço⁽¹⁾: Rua Luisiania, 215, apartamento 71 – Brooklin Novo – São Paulo - SP - CEP: 045-60020 - Brasil - Tel: (11) 98224-3091 - e-mail: marcel.sandoval@usp.br.

Endereço⁽²⁾: Avenida Professor Almeida Prado, 271, Cidade Universitária - Butantã - São Paulo/SP. CEP: 05508-900 - Brasil - Tel: (011) 3091-5327 - e-mail: rppiveli@usp.br.

Endereço⁽³⁾: Rua Kalil Mikail, 92 - Parque Paulistano - São Paulo/SP. CEP: 08080-440 - Brasil - Tel: (011) 3091-5444 - e-mail: fcampos@usp.br.

Endereço⁽⁴⁾: Av. dos Estados, 5.001, 09210-580, Santo André – São Paulo, Brasil - e-mail: rodrigo.bueno@ufabc.edu.br.

RESUMO

O objetivo da pesquisa é a produção de subsídios para a avaliação do comportamento do processo de tratamento de esgoto sanitário com lodo granular aeróbio aplicado à remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo.

Neste processo, opera-se um lodo ativado em escala de bancada, sob o regime de bateladas sequenciais, com a gradual redução do tempo de sedimentação, o que permite a seleção de grânulos densos, ativos e com boas propriedades de tratamento. Dentre elas, a possibilidade de ocorrência do processo de nitrificação e desnitrificação simultânea, em uma faixa de concentração de oxigênio dissolvido que facilite o seu controle e a remoção de fósforo pelo Organismos Acumuladores de Fósforos (DE KREUK et al., 2005a).

A estratégia operacional, cujo objetivo é a obtenção da granulação do lodo, consiste em dividir o experimento em 6 etapas operacionais as quais terão seus tempos de aeração progressivamente aumentados, ao mesmo tempo em que o tempo de sedimentação é progressivamente reduzido. Os ciclos operacionais terão duração total de 3 horas, sendo cada fase de operação com as seguintes durações: Enchimento (anóxico/anaeróbio): 45 min. Aeração: de 100 min (no início) até 120 min (no final). Sedimentação: 30 min (no início) até 5 min (no final). Descarte: 5 min.

A pesquisa foi dividida em duas fases, sendo a primeira entre julho e novembro de 2016 e a segunda fase entre dezembro de 2016 e abril de 2017. Na primeira fase operou-se o sistema sem mudança no ciclo operacional e na segunda fase o tempo de sedimentação foi gradualmente reduzido enquanto que a fase de aeração foi gradualmente aumentada de forma a manter sempre a duração total do ciclo inalterada. Observou-se o início do processo de granulação ao final da primeira fase, sendo que a morfologia do grânulo foi avaliada a partir do início da segunda fase.

A concentração de sólidos totais e voláteis (SST/SSV) do lodo durante a fase de aeração apresentou uma queda gradual na primeira fase, provavelmente devido ao processo de granulação, com expulsão de lodo floculento junto com o efluente tratado. Já na segunda fase, a concentração de sólidos apresentou queda após cada redução do tempo de sedimentação do ciclo operacional, porém sempre estabilizando em seguida a

quantidade de lodo no sistema e em alguns momentos, chegando a recuperar a concentração de SST/SSV que havia no sistema antes da redução. Ao longo das duas fases observaram-se boas eficiências de remoção de carga orgânica do efluente, em termos de DQO e DBO. Também registrou-se a remoção da amônia do efluente bruto através do processo de nitrificação. O processo de desnitrificação também foi observado, contudo mais eficientemente durante a segunda fase da pesquisa. A remoção de fósforo ocorreu ao longo das duas fases da pesquisa, com eficiência constante, porém em níveis de eficiência abaixo do esperado.

PALAVRAS-CHAVE: Lodo Granular, grânulos, batelada, nutrientes, EPS, sedimentação.

INTRODUÇÃO

O reator será operado continuamente por 10 meses, recebendo esgoto sintético como fonte de matéria orgânica e nutrientes. Serão feitas coletas de amostras do esgoto bruto, do esgoto tratado e do lodo biológico, com objetivo de identificar as potencialidades do processo quanto à remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo do esgoto sanitário.

Em seguida, buscam-se informações sobre a estabilidade do processo, em termos da análise dos fatores que concorrem para a garantia de um lodo bem granulado e com boas propriedades de tratamento ao longo do período de operação (tempo de sedimentação, vazão de ar, entre outros), ao mesmo tempo em que se avalia a qualidade do esgoto tratado em termos de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo.

Alguns parâmetros operacionais indiretos importantes serão calculados, tais como a relação A/M, a OLR (Organic Loading Rate), e a Idade do Lodo, de forma a identificar a condição operacional ideal para o processo de granulação e para a estabilidade dos grânulos formados.

Aspectos morfológicos dos grânulos serão avaliados com uso ferramentas computacionais, incluindo análises de imagens do lodo e cálculo de parâmetros morfológicos dos grânulos. Também serão realizadas análises teóricas sobre a velocidade de sedimentação e sobre a decantabilidade do lodo, com base no parâmetro IVL (Índice Volumétrico de Lodo).

MATERIAIS E MÉTODOS

A pesquisa foi desenvolvida com uso de um reator em escala de bancada. O inócuo foi coletado no tanque de aeração (de lodos ativados) de uma ETE municipal, projetada para remoção de nutrientes, a qual possui no processo uma câmara anóxica e uma câmara anaeróbia. O esgoto a ser utilizado na pesquisa será um efluente sintético cuja caracterização é semelhante ao esgoto sanitário comum. A composição do efluente sintético baseia-se nos estudos de SMOLDERS et al., (1995). Para a simulação do material orgânico foram diluídos os seguintes reagentes em 200 litros de água: 170 g de Acetato de Sódio (NaAc.3H₂O); 21,4 g de Cloreto de Amônio (NH₄Cl); 15,1 g de Fosfato de Sódio Dibásico (NaH₂PO₄.2H₂O); 18 g de Sulfato de Magnésio (MgSO₄.7H₂O) e 2,8 g de Cloreto de Cálcio (CaCl₂.H₂O).

Além da solução preparada conforme descrição acima, também foi preparada uma solução traço, com a seguinte dosagem para um litro de água: 1,5 g de Cloreto Férrico (FeCl₃.6H₂O); 0,15 g de Ácido Bórico (H₃BO₃); 0,03 g de Sulfato de Cobre (CuSO₄.5H₂O); 0,18 g de Iodeto de Potássio (KI); 0,12 g de Cloreto de Manganês (MnCl₂.4H₂O); 0,06 g de Molibdato de Sódio (Na₂MoO₄.2H₂O); 0,12 g Sulfato de Zinco (ZnSO₄.7H₂O); 0,15 g de Cloreto de Cobalto (CoCl₂.6H₂O); 10 g de Ácido Etilenodiamino Tetracético (E.D.T.A. – C₁₀H₁₆N₂O₈).

A solução traço foi dosada na proporção de 0,3 mL/L no efluente sintético, correspondendo a 60 mL de solução traço para os 200 litros de efluente sintético preparado. Desta forma o efluente sintético visará a reprodução das concentrações médias observadas no esgoto sanitário, ou seja: Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO): 300 mg/L; Demanda Química de Oxigênio (DQO): 400 mg/L; Nitrogênio Total (NTK): 28 mg/L; Fósforo Total (Pt): 15 mg/L.

O reator (colunas de bolhas) foi construído em acrílico com as seguintes dimensões: 100 cm de altura e 10 cm de diâmetro, correspondendo a um volume total de 7,8 litros, sendo que a porção útil é de 7,0 litros (altura útil

de 90 cm). O efluente é alimentado pela base do reator, enquanto que o efluente tratado é retirado do sistema 32 cm acima do fundo do reator, equivalendo a um volume de 3,5 litros de efluente removido no final de cada ciclo. Este volume de efluente descartado equivale à uma Taxa de Troca Volumétrica de 58%, resultando em um tempo de Detenção Hidráulica (TDH) de 5,17 horas. O esgoto será introduzido no reator por meio de bomba dosadora, sendo esta regulada para uma dosagem de aproximadamente 3,5 L em 45 minutos (ou 4,67 L/h). A vazão de ar inicial será regulada para 7 L/min (1,95 g de O₂/min), visando a saturação de oxigênio no meio líquido, cujo controle será feito através de um rotâmetro instalado na tubulação de alimentação de ar no reator. A velocidade superficial de gás (fluxo ascendente de ar - SAV) será definida como a razão entre a vazão de ar alimentada ao sistema e a área da base do reator de coluna de bolhas, e desta forma será inicialmente de aproximadamente 1,48 cm/s. A geração de bolhas finas (visando a maximização da transferência de oxigênio para o líquido) será realizada com uso de uma pedra porosa instalada na base do reator. O esquema operacional pretendido nesta fase experimental foi baseado no estudo de BEUN et al. (1999), onde o efluente bruto é alimentado pela base do reator, conforme comentado anteriormente. A estratégia operacional, cujo objetivo é a obtenção da granulação do lodo, consiste em dividir o experimento em 2 etapas operacionais, sendo a primeira sem mudança no ciclo operacional. Na segunda fase os tempos de aeração progressivamente aumentados, ao mesmo tempo em que o tempo de decantação é progressivamente reduzido, dando origem a 4 sub-fases dentro da segunda fase. Os ciclos operacionais terão duração total de 3 horas, sendo cada fase de operação com as seguintes durações:

- Enchimento (anaeróbico): 45 min;
- Aeração: de 100 min (no início), 105 min, 110 min, 115 min e 120 min (no final);
- Sedimentação: 30 min (no início), 25 min, 20 min, 15 min e 10 min (no final);
- Descarte: 5 min.

As fotos da Figura 01 a seguir ilustram o reator em batelada utilizado na pesquisa, conforme o arranjo operacional descrito acima.

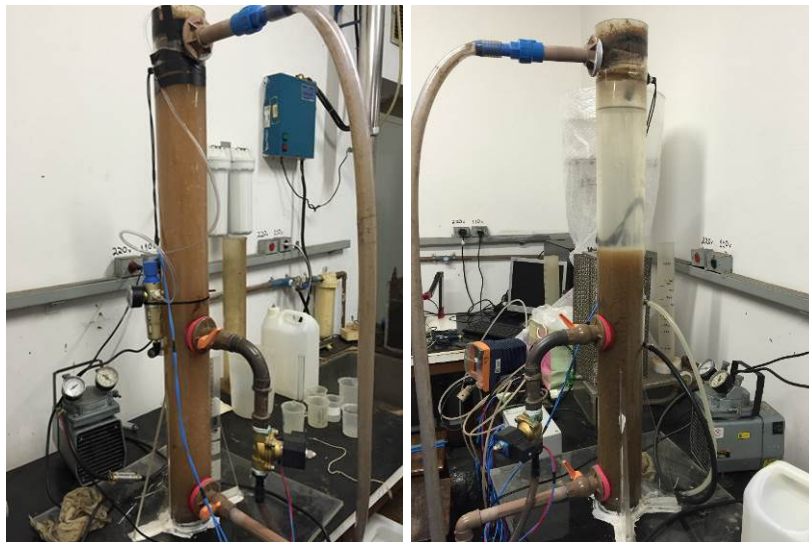


Figura 1: Reator em batelada utilizado na pesquisa.

RESULTADOS – FASE I

A fase I de operação ocorreu entre julho e novembro de 2016, a qual consistiu em operar o sistema com um tempo de sedimentação de 30 minutos e uma fase de aeração de duração de 100 min (ciclo total de 3 horas de duração). O oxigênio dissolvido foi mantido próximo a saturação (8 mg/L), correspondente a uma vazão de ar monitorada através do rotâmetro instalado de 7 L/min, o que equivale a uma velocidade ascensional de ar (SAV) de cerca de 1,48 cm/s.

Mesmo operando o reator com elevado tempo de sedimentação, observou-se o início do processo de granulação, conforme pode ser observado nas fotos a seguir da Figura 2, o que indica que a forte aeração (e forte força de cisalhamento hidrodinâmica por consequência) contribui para o processo de granulação, estimulando uma elevada produção de EPS (substância polimérica extracelular), fazendo com que a biomassa inicie o processo de agregação na forma de grânulos. Desta forma, durante o período da Fase I um verificou-se o início do processo de granulação, marcado pelo surgimento de grânulos de formato irregular e pequenas dimensões, juntamente com uma alta quantidade de lodo flocoento presente.



Figura 2: Imagem do lodo durante a primeira fase da pesquisa.

As concentrações de SST/SSV apresentaram queda ao longo da primeira fase, evidenciando a perda de lodo flocoento junto com o efluente tratado, devido a geometria do reator (alta relação H/D), conforme apresentado na Figura 3, a seguir.

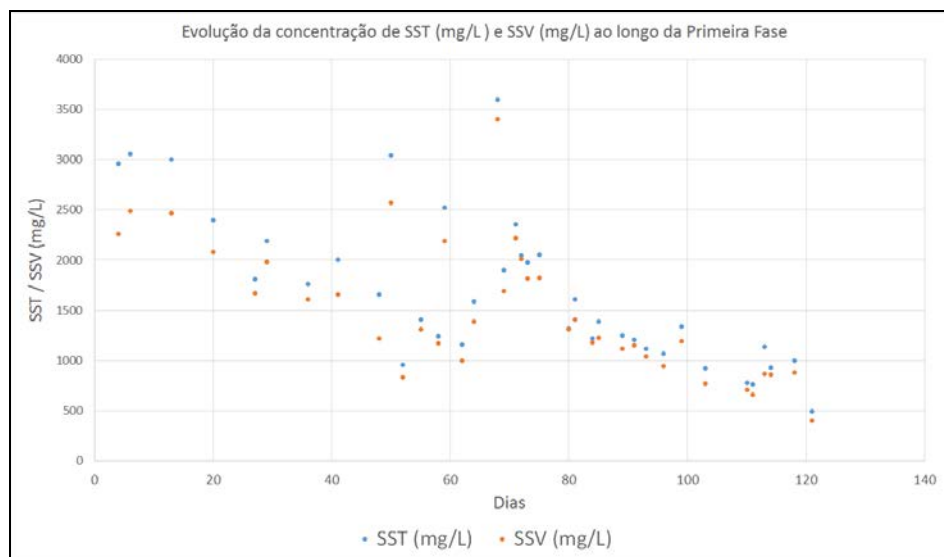


Figura 3: Valores de SST/SSV do lodo durante a primeira fase de operação.

A remoção de carga do sistema em termos de DQO (mg/L) ficou na faixa de 85% de eficiência, conforme apresentado nos gráficos da Figura 5 a seguir, onde o valor médio de DQO no efluente bruto foi de 363 mg/L e no efluente tratado de 54 mg/L. Já a remoção de carga do sistema em termos de DBO (mg/L) ficou na faixa de 73% de eficiência, conforme apresentado também no gráfico da Figura 4 abaixo, onde o valor médio de DBO no efluente bruto foi de 298 mg/L e no efluente tratado de 81 mg/L.

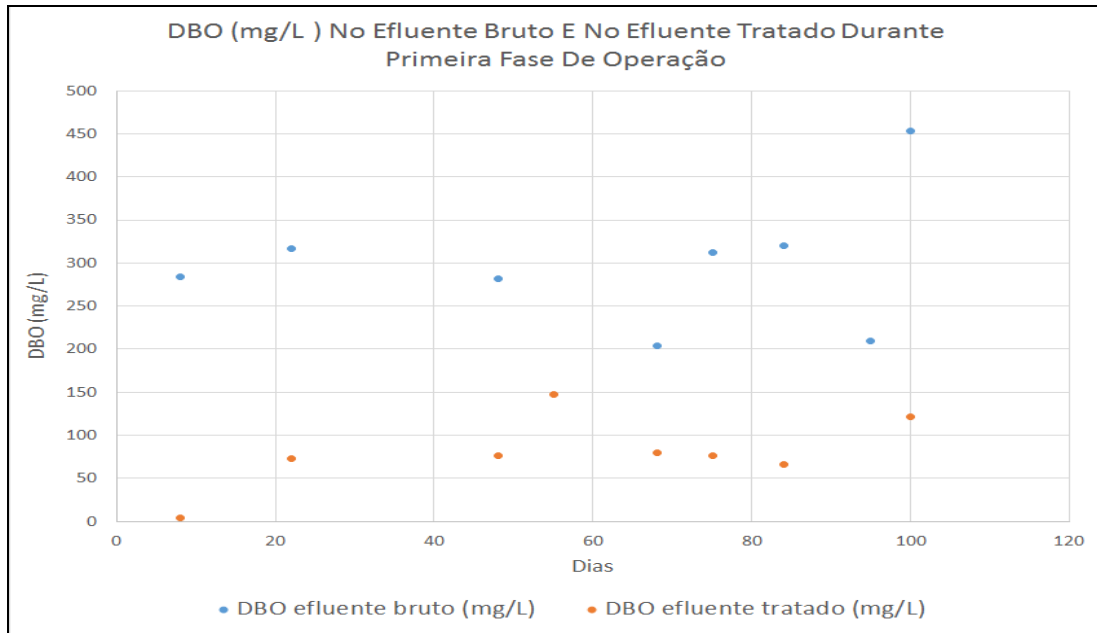


Figura 4: Valores de DBO no efluente bruto e tratado durante a primeira fase de operação.

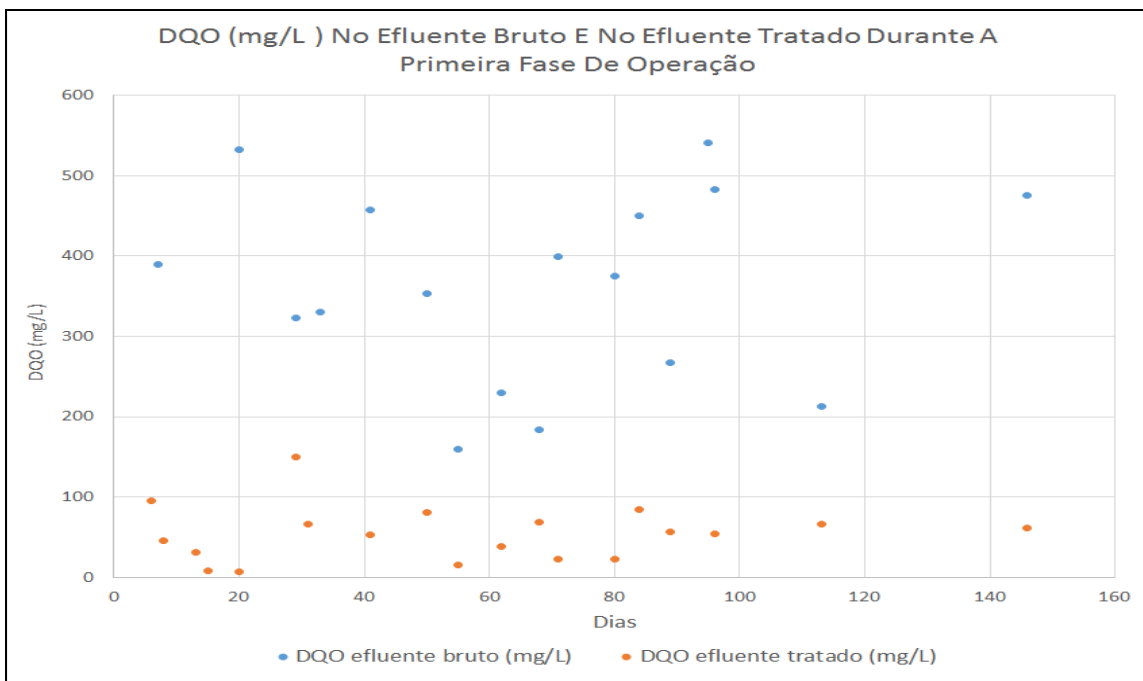


Figura 5: Valores de DQO no efluente bruto e tratado durante a primeira fase de operação.

A Tabela 1 a seguir mostra os valores de amônia no efluente bruto e tratado, evidenciando a ocorrência de nitrificação. Já a Tabela 2 mostra os valores de Amônia no efluente bruto e tratado e de Nitrito e Nitrato no efluente tratado.

Tabela 1: Valores de amônia no efluente bruto e no efluente tratado.

Dias	Nitrogênio Amoniacal (mgN-NH ₄ .L ⁻¹)	
	Afluente	Efluente
80	33,6	11,5
86	32,8	9,8
93	34,2	9,7
94	33,0	7,7
Média	33,4	9,7

Tabela 2: Valores de amônia do efluente bruto e tratado e de nitrito e nitrato no efluente tratado.

DATA	Amônia afluente (mgNH ₄ .L ⁻¹)	Amônia efluente (mgNH ₄ .L ⁻¹)	Nitrato - efluente (mgN-NO ₃ .L ⁻¹)	Nitrito - efluente (mgN-NO ₂ .L ⁻¹)
110	20,38	8,61	5,8	2,3
113	-	-	1,8	4,5
115	18,4	5,6	1,7	0
Média	19,39	7,1	3,1	2,27

O pH do lodo, monitorado durante a fase de aeração, apresentou valor estável em torno de 7,5, sendo que nos últimos dias de operação da fase I observaram-se valores de pH do lodo um pouco acima da média, o que pode ser correlacionado com o início do processo de granulação, com reposição de alcalinidade no sistema, devido à ocorrência do processo de nitrificação e desnitrificação simultânea. Já o pH do efluente sintético apresentou valores um pouco abaixo, quando comparado com o valor do pH do lodo, corroborando a hipótese da ocorrência da desnitrificação com reposição de alcalinidade.

Em relação à remoção de fosfato solúvel, durante a primeira fase de operação, a mesma ficou na ordem de 55%, com valores médios na entrada do sistema de 16,95 mg/L e na saída de 7,62 mg/L. O gráfico da Figura 6 abaixo mostra os valores de fosfato solúvel no efluente bruto e no efluente tratado para o período em questão.

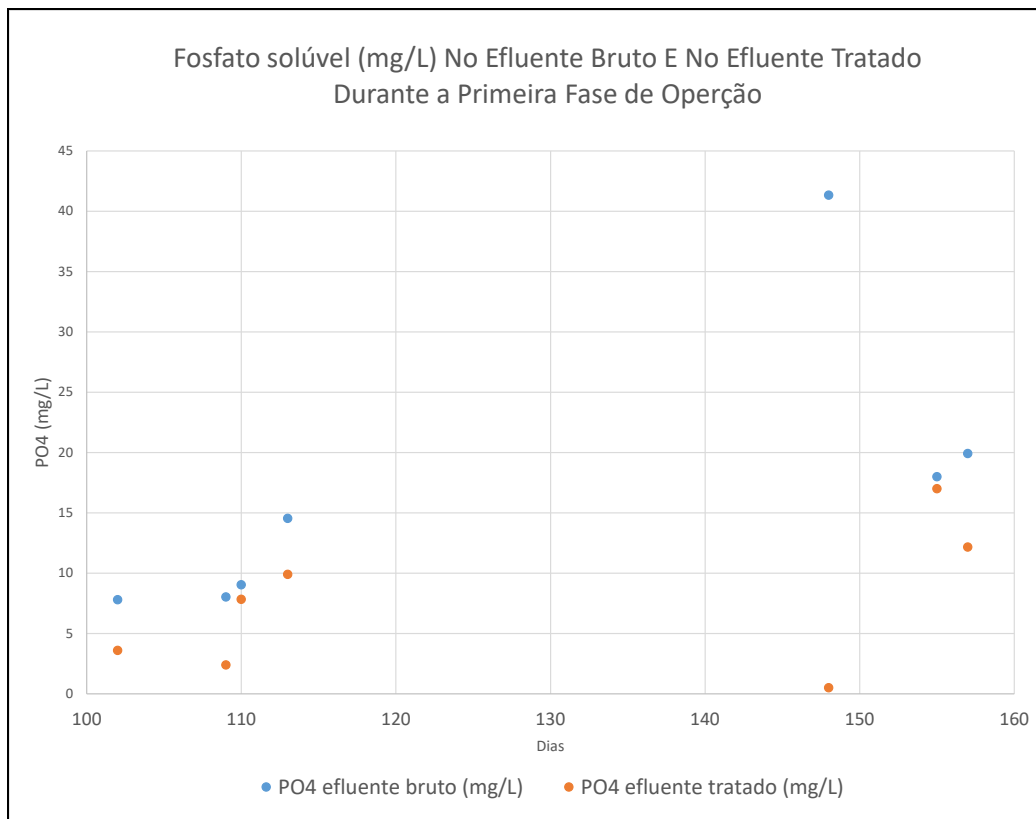


Figura 6: Valores de fosfato solúvel no efluente bruto e tratado durante a primeira fase de operação.

A Tabela 3 abaixo lista demais parâmetros operacionais aplicados na operação do reator de bancada durante a primeira fase da pesquisa. Tais parâmetros foram calculados considerando os valores médios de DBO e DQO do efluente bruto e a vazão de ar aplicada ao sistema, SST e SSV do lodo durante a fase de aeração. A velocidade de sedimentação foi calculada como a diferença entre a altura total do reator e a altura da camada de lodo sedimentada ao final da fase de sedimentação, dividida pelo tempo de sedimentação.

Tabela 3: Demais parâmetros operacionais da primeira fase de operação do reator de bancada.

Parâmetro	Fase I
F/M (1/dia)	0,94
OLR (kg/(m ³ .dia))	1,60
Idade de lodo (dias)	1,79
SAV (cm/s)	1,48
Velocidade de sed (m/h)	1,29

Os gráficos das Figuras 7 e 8 abaixo apresentam os valores de sólidos sedimentáveis (SS30) observados e os respectivos valores de Índice Volumétrico de Lodo calculados com base nos valores de SST e SS30 medidos. O valor de sólidos sedimentáveis foi analisado durante a fase de sedimentação do ciclo operacional, sendo que o volume de lodo sedimentado foi medido após 30 minutos (tempo de sedimentação da batelada). Não houve retirada de lodo do reator (devido ao pequeno volume do mesmo) de forma que o volume de lodo sedimentado foi medido a partir de uma graduação volumétrica instalada na parede do reator.

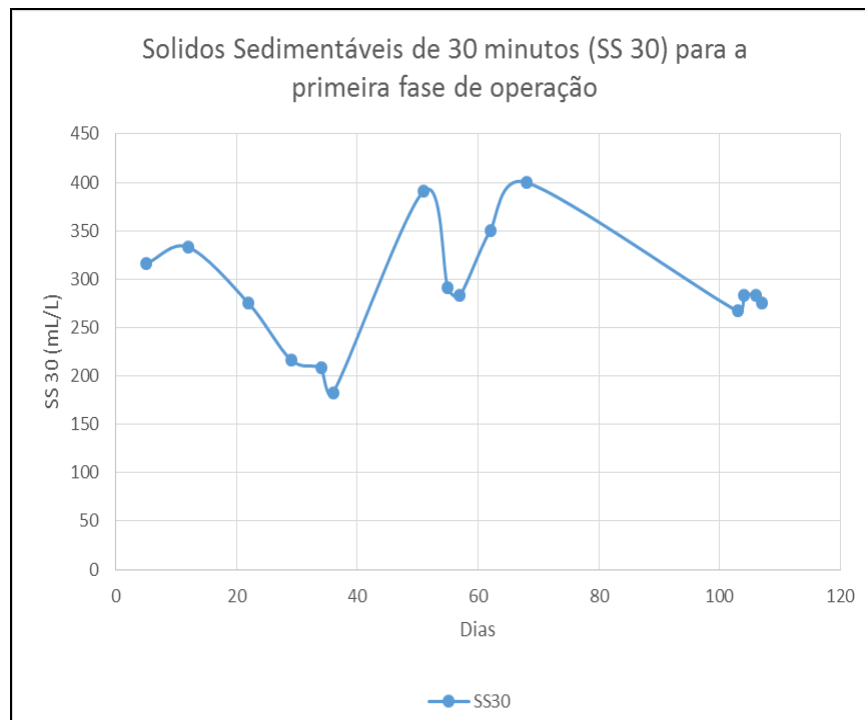


Figura 7: Valores de SS30 do lodo durante a primeira fase de operação.



Figura 8: Valores de IVL do lodo durante a primeira fase de operação.

RESULTADOS – FASE II

A fase II foi subdividida em quatro sub-fases, sendo que em cada sub-fase o tempo de sedimentação do ciclo operacional foi reduzido ao mesmo tempo em que o tempo de aeração foi aumentado, mantendo a duração total do ciclo inalterada. A Tabela 4 abaixo apresenta os ciclos de operação de cada sub-fase, com as respectivas durações em dias de operação.

Tabela 4 – Ciclos operacionais e duração de cada sub-fase da pesquisa.

Sub-fase	Enchimento (min)	Aeração (min)	Sedimentação (min)	Descarte (min)	Duração (dias)
A	45	105	25	5	160-220
B	45	110	20	5	220-250
C	45	115	15	5	250-280
D	45	120	10	5	280-310

Ao longo da segunda fase da pesquisa foi possível observar o crescimento dos grânulos em relação ao tamanho que os mesmos apresentavam no final da primeira fase. Durante as sub-fases A e B foi registrado um aumento gradual do diâmetro dos grânulos. Na sub-fase C ainda foi verificado crescimento no diâmetro dos grânulos, porém com menor taxa e neste momento foi registrado o surgimento de filamentos aderidos à superfície dos grânulos. Na sub-fase D o tamanho médio dos grânulos apresentou estabilidade e a presença de filamentos aderidos ainda foi observada em igual intensidade. As fotografias da Figura 9 abaixo mostram imagens do lodo durante todas as sub-fases da segunda fase da pesquisa.

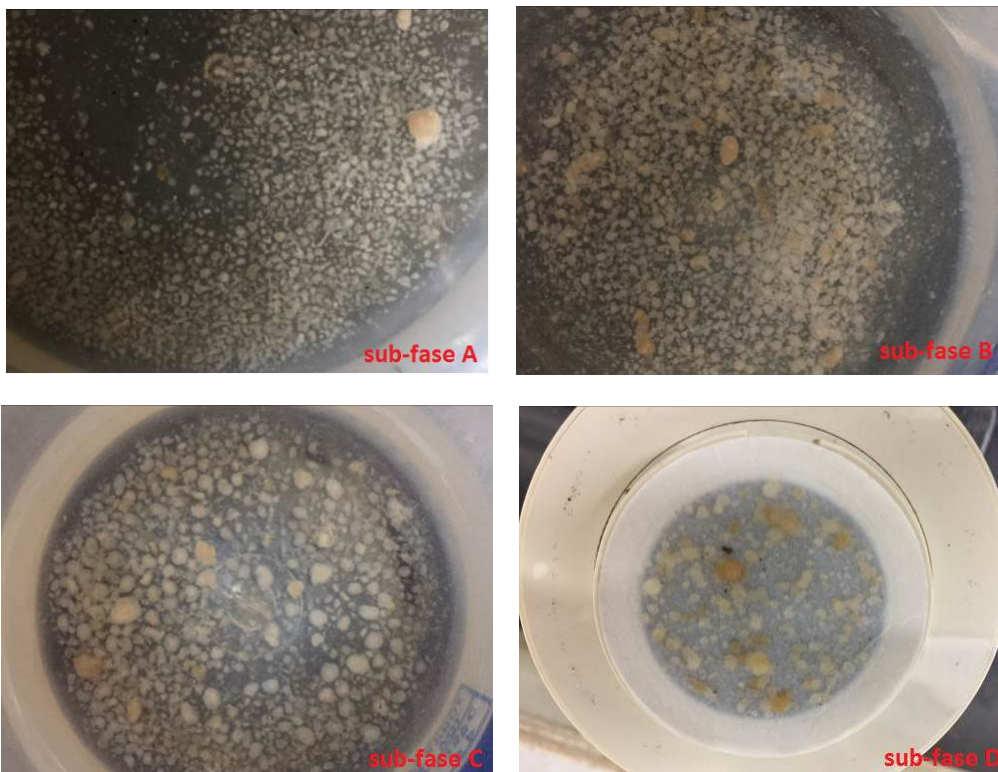


Figura 9: Fotografias tiradas de amostras coletadas do lodo granular, durante a fase de aeração, para as sub-fases A, B, C e D respectivamente.

As fotos da Figura 10 a seguir contém imagens tiradas do lodo com uso de microscópio ótico (40 vezes de aumento), durante a sub-fase A. As fotos foram tiradas de amostras do lodo coletadas durante a fase de aeração do reator de bancada, sendo que foi realizada diluição do lodo de aproximadamente 15 vezes, de forma a permitir uma visualização melhor dos grânulos, evitando a sobreposição dos mesmos. As imagens foram trabalhadas com uso do Software Image J (resultando nas imagens com fundo branco) com o objetivo de calcular alguns parâmetros geométricos de interesse dos grânulos, como o diâmetro de feret (mm) e o coeficiente de circularidade (0 – linear, 1- circular).

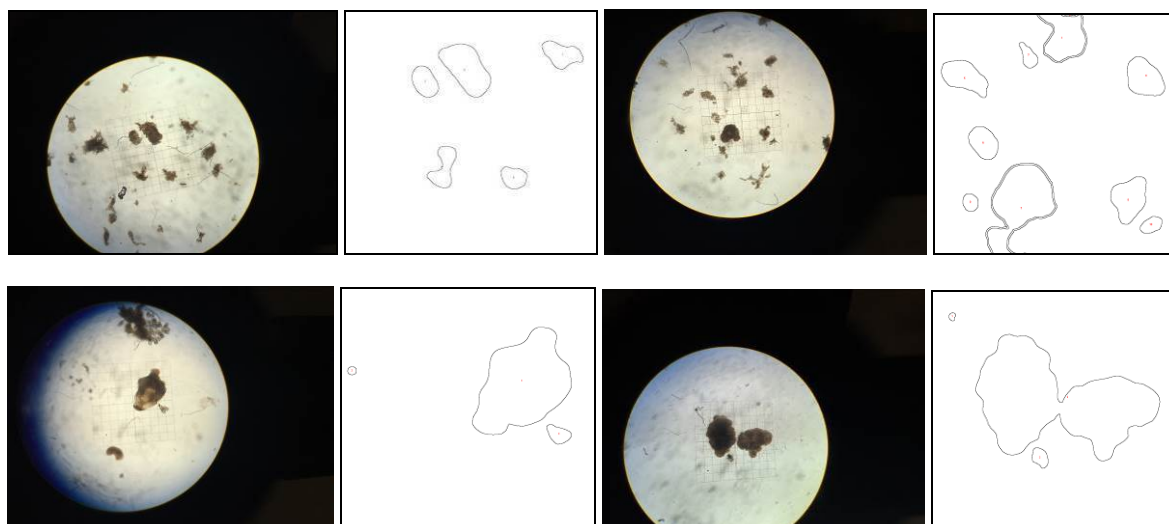


Figura 10: Fotografias tiradas com uso de microscópio ótico e as respectivas imagens obtidas com uso do Software ImageJ, de amostras coletadas do lodo granular durante a sub-fase A.

A Tabela 5 abaixo contém os valores de diâmetro de Feret e coeficiente de circularidade para os grânulos das imagens do lodo tiradas durante a sub-fase A.

Tabela 5 –Diâmetro de Feret e coeficiente de circularidade dos grânulos para a sub-fase A.

Dias	Partícula	Circ.	Ø Feret (mm)
200	1.00	0.67	0.30
200	2.00	0.74	0.43
200	3.00	0.85	0.23
200	4.00	0.49	0.29
200	5.00	0.85	0.19
220	6.00	0.03	0.43
220	7.00	0.19	0.13
220	8.00	0.66	0.20
220	9.00	0.84	0.32
220	10.00	0.69	0.38
220	11.00	0.87	0.25
220	12.00	0.02	0.71
220	13.00	0.75	0.36
220	14.00	0.92	0.13
220	15.00	0.83	0.17
220	16.00	0.22	0.07
221	17.00	0.69	0.81
221	18.00	0.92	0.06
221	19.00	0.76	0.16
222	20.00	0.85	0.06
222	21.00	0.39	1.35
222	22.00	0.81	0.16
Média		0.64	0.33

Durante a sub-fase B o tamanho médio dos grânulos cresceu, conforme apresentado nas fotografias da Figura 11, tiradas neste período, com uso do microscópio ótico.

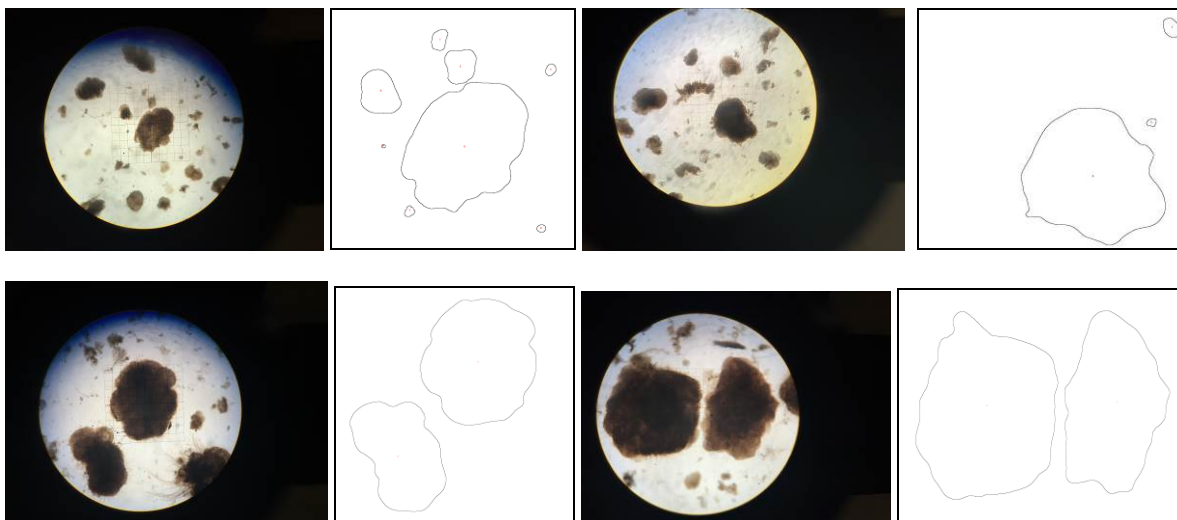


Figura 11: Fotografias tiradas com uso de microscópio ótico e as respectivas imagens obtidas com uso do Software ImageJ, de amostras coletadas do lodo granular durante a sub-fase B.

A Tabela 6 abaixo contém os valores de diâmetro de Feret e coeficiente de circularidade para os grânulos das imagens do lodo tiradas durante a sub-fase B. Comparando os resultados das Tabelas 5 e 6 percebe-se que os grânulos apresentaram tamanho médio maior (conforme o diâmetro de feret médio de cada fase) e forma mais circular, pois o coeficiente de circularidade da sub-fase B é maior do que da fase anterior.

Tabela 6 –Diâmetro de Feret e coeficiente de circularidade dos grânulos para a sub-fase B.

Dias	Partícula	Circ.	Ø Feret (mm)
224	1	0.806	0.156
224	2	0.827	0.263
224	3	0.889	0.086
224	4	0.835	0.33
224	5	0.776	1.007
224	6	0.995	0.027
224	7	0.778	0.081
224	8	0.926	0.061
224	9	0.876	0.149
224	10	0.766	0.994
224	11	0.845	0.071
228	12	0.82	1.657
228	13	0.719	1.534
228	14	0.738	1.807
228	15	0.783	1.917
Média		0.825	0.676

Na sub-fase C o tamanho dos grânulos continuou aumentando, contudo nesta fase surgiram filamentos aderidos na superfície dos grânulos. Uma possível causa para essa ocorrência pode ser a redução na aeração que ocorreu na sub-fase B, conforme informado a seguir na Tabela 11. As fotografias tiradas durante a sub-fase C estão apresentadas na Figura 12 abaixo.

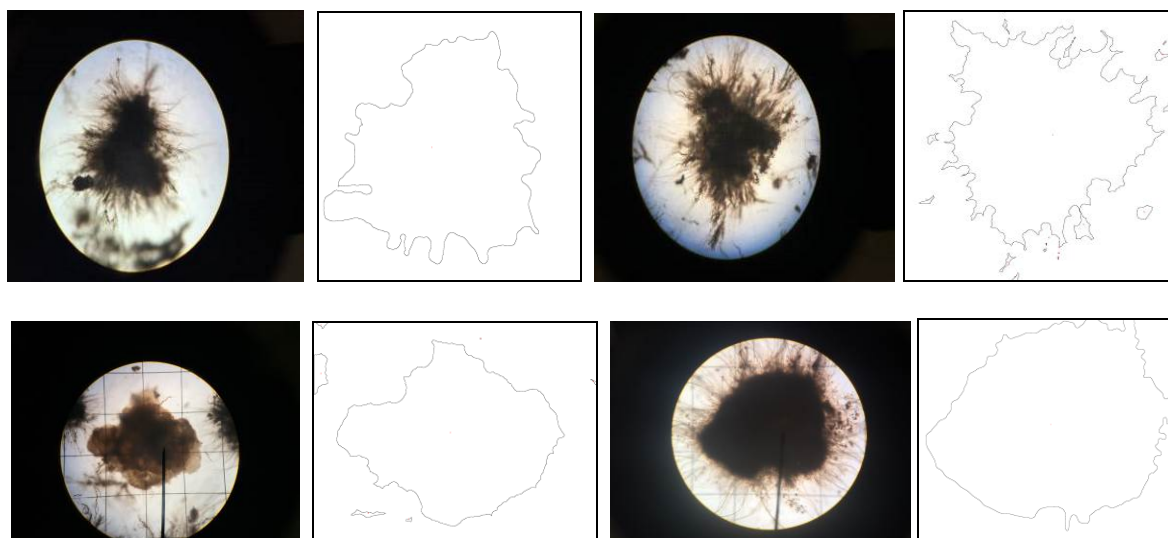


Figura 12: Fotografias tiradas com uso de microscópio ótico e as respectivas imagens obtidas com uso do Software ImageJ, de amostras coletadas do lodo granular durante a sub-fase C.

A Tabela 7 abaixo contém os valores de diâmetro de Feret e coeficiente de circularidade para os grânulos das imagens do lodo tiradas durante a sub-fase C. Comparando os resultados das Tabelas 6 e 7 percebe-se que os grânulos apresentaram tamanho médio maior (conforme o diâmetro de feret médio de cada fase). Contudo, a circularidade caiu em relação à sub-fase anterior, resultando em grânulos com geometria irregular. A presença de filamentos na superfície dos grânulos é um dos fatores que conferem irregularidade na forma do grânulo, contribuindo para a queda do coeficiente de circularidade nessa sub-fase.

Tabela 7 –Diâmetro de Feret e coeficiente de circularidade dos grânulos para a sub-fase C.

Dias	Partícula	Circ.	Ø Feret (mm)
268	1	0.303	2.386
268	2	0.160	2.644
268	3	0.397	0.145
268	4	0.311	0.159
268	5	0.754	0.180
268	6	0.320	0.343
275	7	0.410	0.175
275	8	0.530	0.014
275	9	0.537	2.783
275	10	0.463	0.512
275	11	0.290	0.090
275	12	0.202	0.421
275	13	0.532	0.084
Média		0.401	0.764

Durante a sub-fase D o tamanho dos grânulos apresentou um pequeno aumento em relação à sub-fase anterior. Já o aspecto geométrico (coeficiente de circularidade) ficou estável na mesma faixa de valores da sub-fase C. As fotografias da Figura 13 abaixo são referentes ao lodo granular durante a sub-fase D.

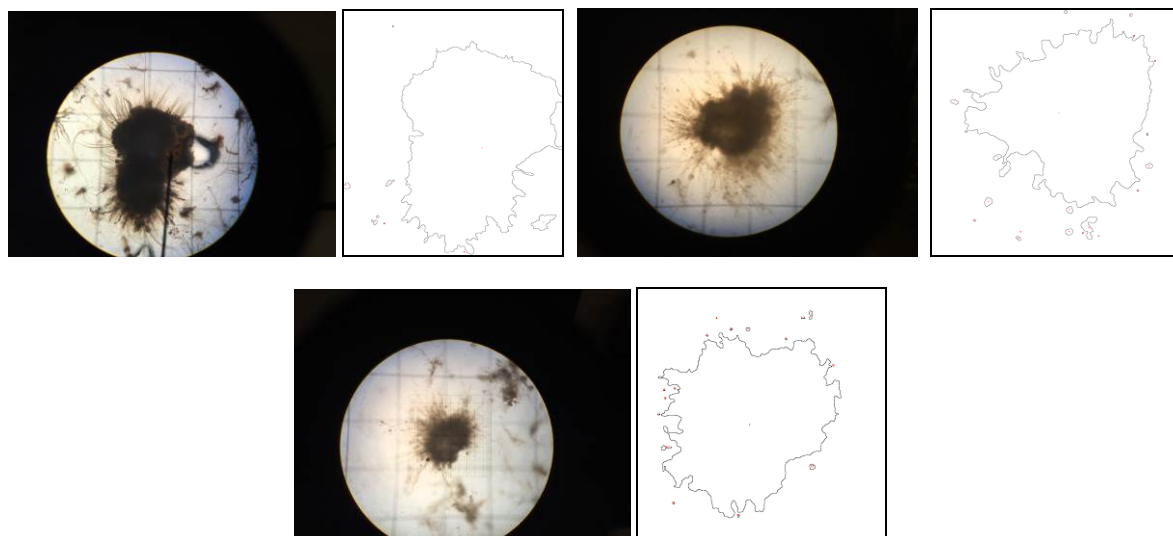


Figura 13: Fotografias tiradas com uso de microscópio ótico e as respectivas imagens obtidas com uso do Software ImageJ, de amostras coletadas do lodo granular durante a sub-fase D.

A Tabela 8 abaixo apresenta os valores dos coeficientes de circularidade e dos diâmetros de Feret (em mm) observados nas fotografias tiradas do lodo granular na sub-fase D.

Tabela 8 –Diâmetro de Feret e coeficiente de circularidade dos grânulos para a sub-fase D.

Dias	Partícula	Circ.	Ø Feret (mm)
289	1	0.279	2.905
289	2	0.463	0.327
295	3	0.231	2.37
296	6	0.474	0.100
296	7	0.761	0.094
296	9	0.753	0.104
298	13	0.325	0.275
300	18	0.265	1.302
Média		0.444	0.935

De um modo geral, durante a segunda fase de operação o diâmetro dos grânulos apresentou crescimento. Já a circularidade caiu, no final da sub-fase B da operação. Um dos motivos para tal queda pode ser o aparecimento de filamentos na superfície dos grânulos, conferindo aos mesmos forma menos compacta e mais irregular. Na segunda fase de operação o diâmetro de Feret médio foi de 0,59 mm, enquanto que o coeficiente médio de circularidade foi de 0,67. Os gráficos das Figuras 14 e 15 abaixo apresentam a evolução destes parâmetros, ao longo da segunda fase da pesquisa.

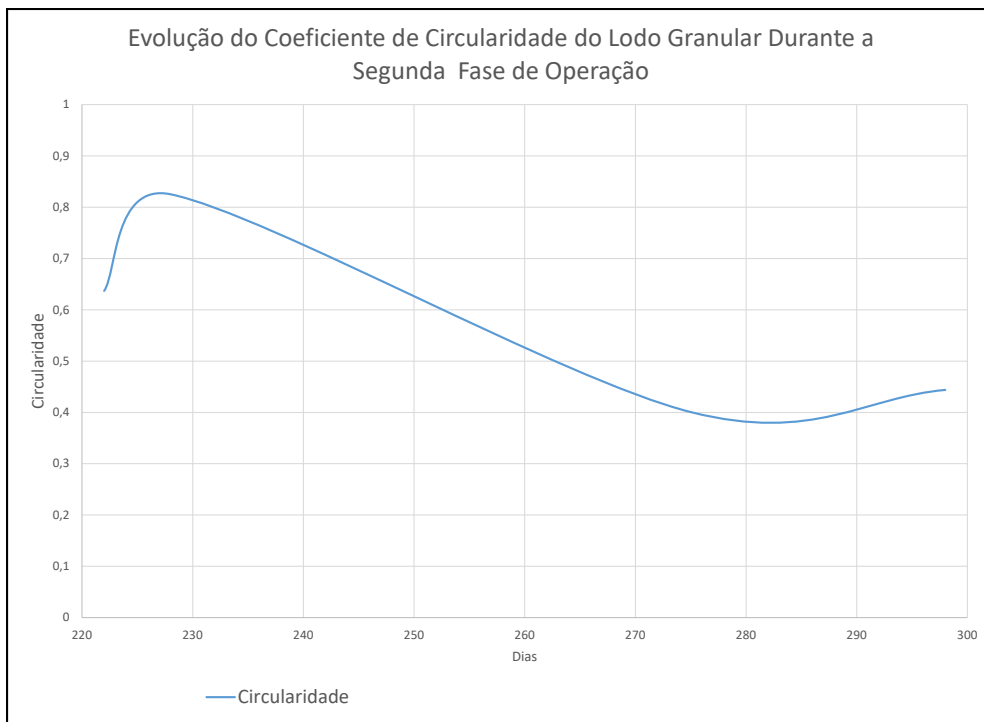


Figura 14 – Evolução do coeficiente de circularidade durante a segunda fase de operação.

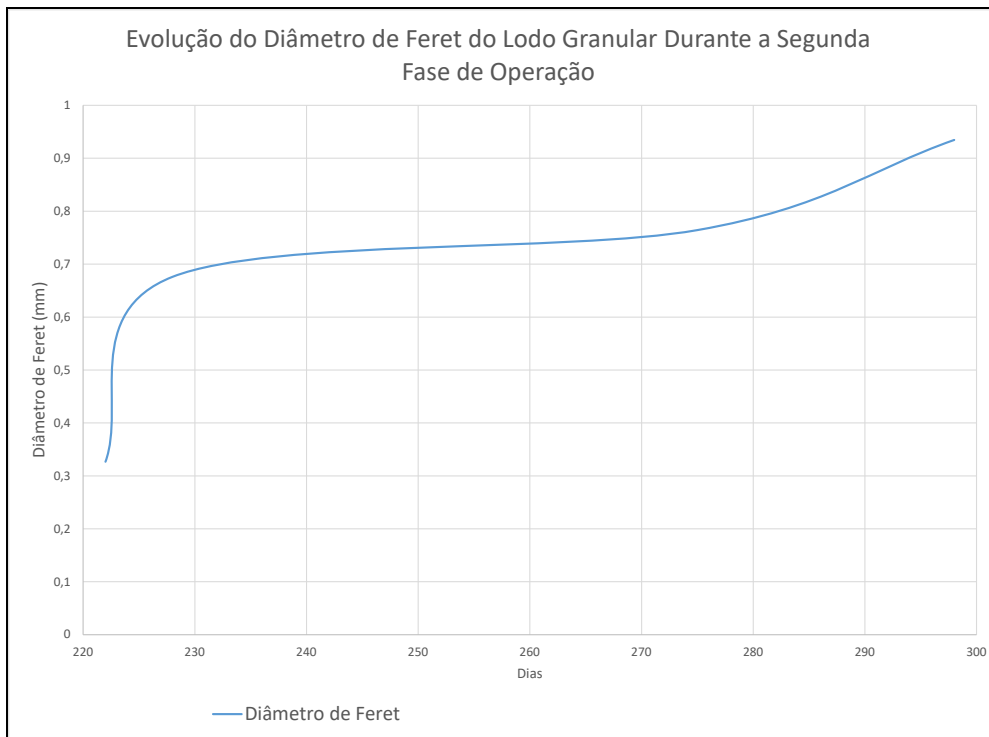


Figura 15 – Evolução do diâmetro de Feret durante a segunda fase de operação.

O gráfico da Figura 16 abaixo apresenta a evolução da concentração de SST/SSV do lodo durante a fase de aeração, para a segunda fase da pesquisa.

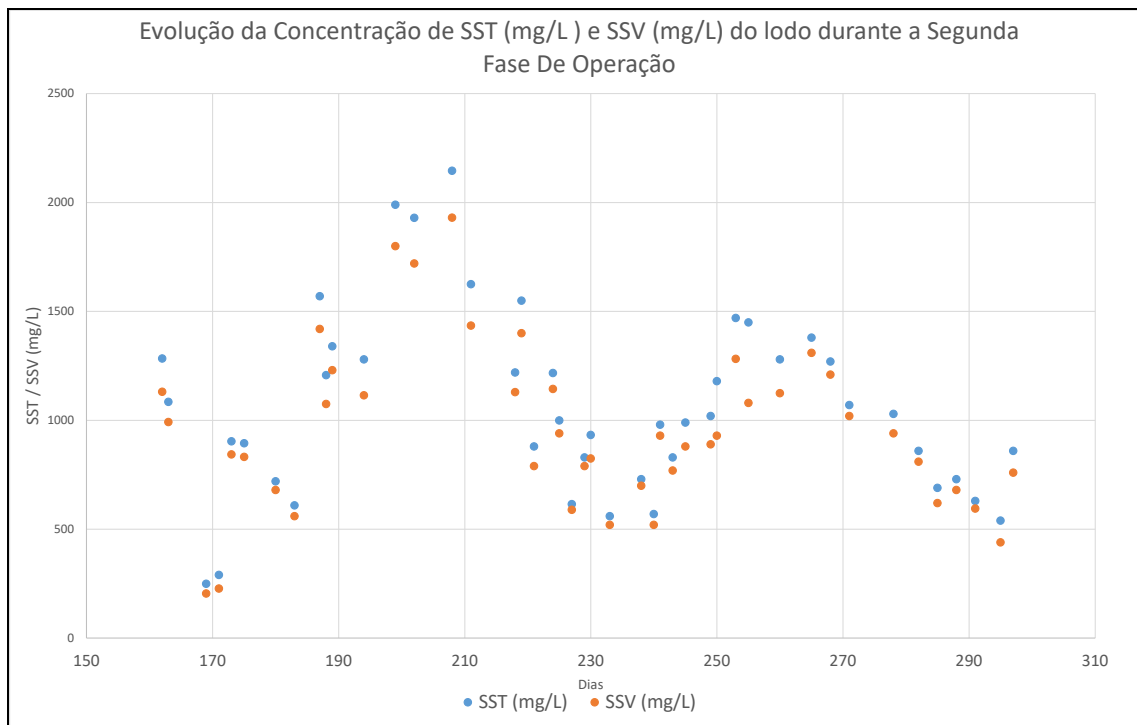


Figura 16 – Evolução da concentração de SST/SSV durante a fase de aeração para a segunda fase de operação.

Pode-se verificar, a partir da análise do gráfico acima, que a concentração de lodo dentro do reator apresentou queda após a redução do tempo de sedimentação no início de cada sub-fase, sendo que ao longo da duração de cada sub-fase observou-se uma recuperação gradual da concentração de lodo até a próxima redução.

Os gráficos das Figuras 17 e 18 abaixo apresentam os valores de DQO e DBO (mg/L) no efluente bruto e no efluente tratado para a segunda fase de operação (sub-fases de A à D). A remoção de carga orgânica em termos de DQO ficou em torno de 87%, com valor médio de entrada de 276 mg/L e de saída de 36 mg/L. Já a remoção de DBO ficou na faixa de 84%, com valor médio de entrada de 251 mg/L e valor médio de saída de 42 mg/L.

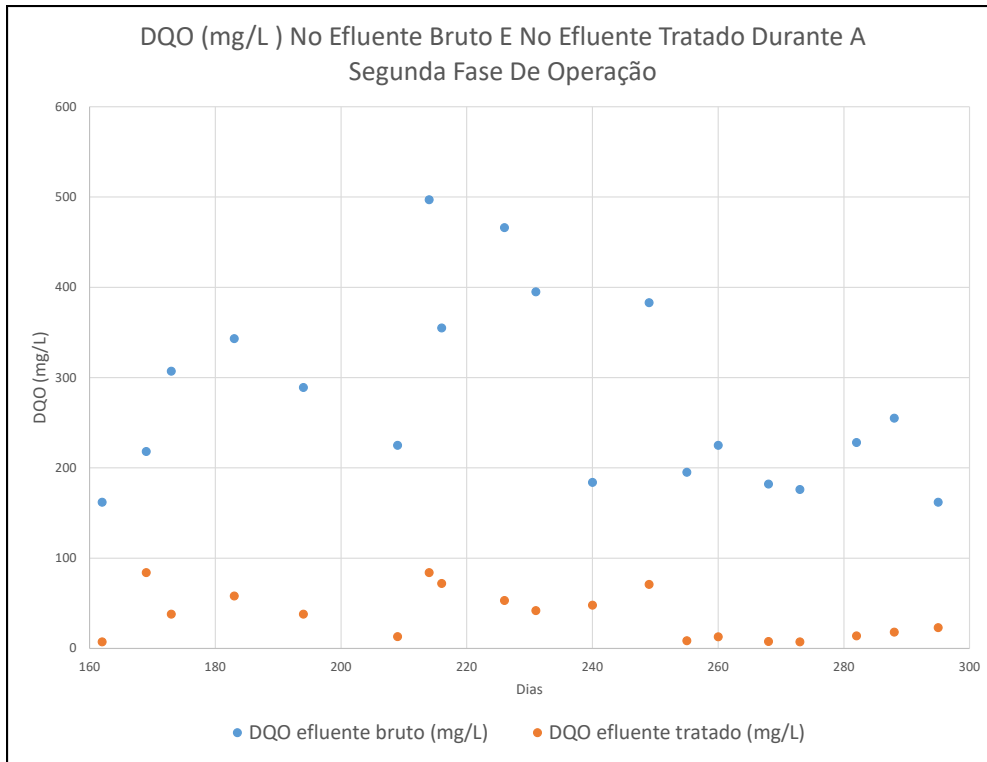


Figura 17 – Evolução da concentração de DQO (mg/L) no efluente bruto e no efluente tratado durante a segunda fase de operação.

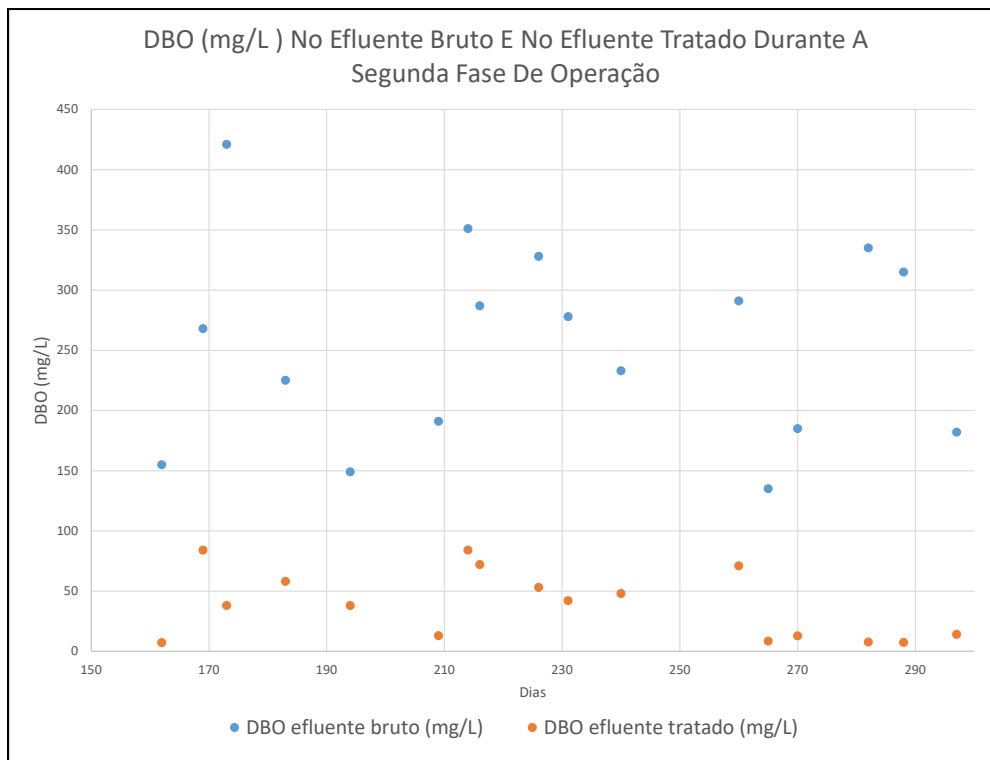


Figura 18 – Evolução da concentração de DBO (mg/L) no efluente bruto e no efluente tratado durante a segunda fase de operação

Na Tabela 9 abaixo estão apresentados os valores de amônia no efluente bruto e no efluente tratado e os valores de nitrito e nitrato no efluente tratado conforme o monitoramento realizado durante a segunda fase de operação da pesquisa.

Tabela 9 – Valores de amônia no efluente bruto e tratado e de nitrito e nitrato no efluente tratado para a segunda fase de operação.

Dias	N-NH3 bruto (mg/L)	N-NH3 tratado (mg/L)	N-NO3 tratado (mg/L)	N-NO2 tratado (mg/L)
163	36,40	13,96	0,24	0,55
169	-	-	2,53	0,55
173	35,40	12,50	0,69	0,22
187	32,70	11,85	0,54	2,28
201	35,70	14,30	0,00	1,80
214	31,30	10,92	-	-
221	38,36	5,60	-	-
224	-	-	7,03	2,46
225	-	-	4,48	0,59
229	41,44	19,04	1,27	0,53
230	-	-	1,38	0,42
231	-	-	2,48	9,73
233	-	-	3,90	3,72
235	35,60	13,80	1,34	0,76
238	-	-	4,65	0,28
239	-	-	1,88	14,69
240	-	-	3,81	10,47
242	37,80	12,60	2,72	10,07
244	-	-	0,29	0,44
245	-	-	1,10	0,55
248	-	-	16,36	0,33
249	38,70	14,60	16,60	0,00
250	-	-	14,92	0,39
251	-	-	5,60	10,08
253	35,70	10,80	-	-
255	-	-	3,57	5,49
265	32,80	9,70	0,86	2,98
266	-	-	1,73	2,88
275	38,00	9,80	-	-
281	-	-	1,60	4,03
282	-	-	1,68	3,49
288	38,08	15,40	1,73	0,97
289	-	-	1,68	3,49
296	44,80	14,00	-	-
Médias	36,85	12,59	3,68	3,25

Durante a segunda fase também observaram-se valores altos de pH do lodo durante a fase de aeração, com valor médio de 8,0, enquanto que o valor médio do pH no efluente bruto ficou em 7,0. Levando em consideração o aumento do pH no reator em relação ao pH do efluente sintético bruto e os valores apresentados acima na Tabela 9, pode-se afirmar que o processo de nitrificação e desnitrificação simultânea ocorreu, uma vez que registrou-se remoção de amônia (eficiência da nitrificação da ordem de 66%) ao mesmo tempo em que os valores de nitrito e nitrato medidos no efluente tratado foram baixos, evidenciando também a ocorrência da desnitrificação, cuja eficiência média ficou em 71%, considerando a desnitrificação em função da quantidade de nitrito e/ou nitrato gerado na nitrificação. A ocorrência da desnitrificação pode ser embasa também no fato de que o efluente sintético tratado apresenta baixas quantidades de nitrito e nitrato, enquanto que o efluente sintético bruto é isento de nitrito e nitrato, uma vez que apenas dosa-se nitrogênio amoniacal como fonte de nitrogênio, no preparo do efluente sintético.

Os valores de fosfato no efluente bruto e no efluente tratado são apresentados abaixo no gráfico da Figura 19. Pode-se observar que durante a segunda fase de operação os valores de fosfato na entrada do sistema apresentaram média de 18,67 mg/L, enquanto que os valores da saída do sistema apresentaram média de 10,83 mg/L, correspondendo a uma eficiência de remoção de fosfato solúvel de 42%.

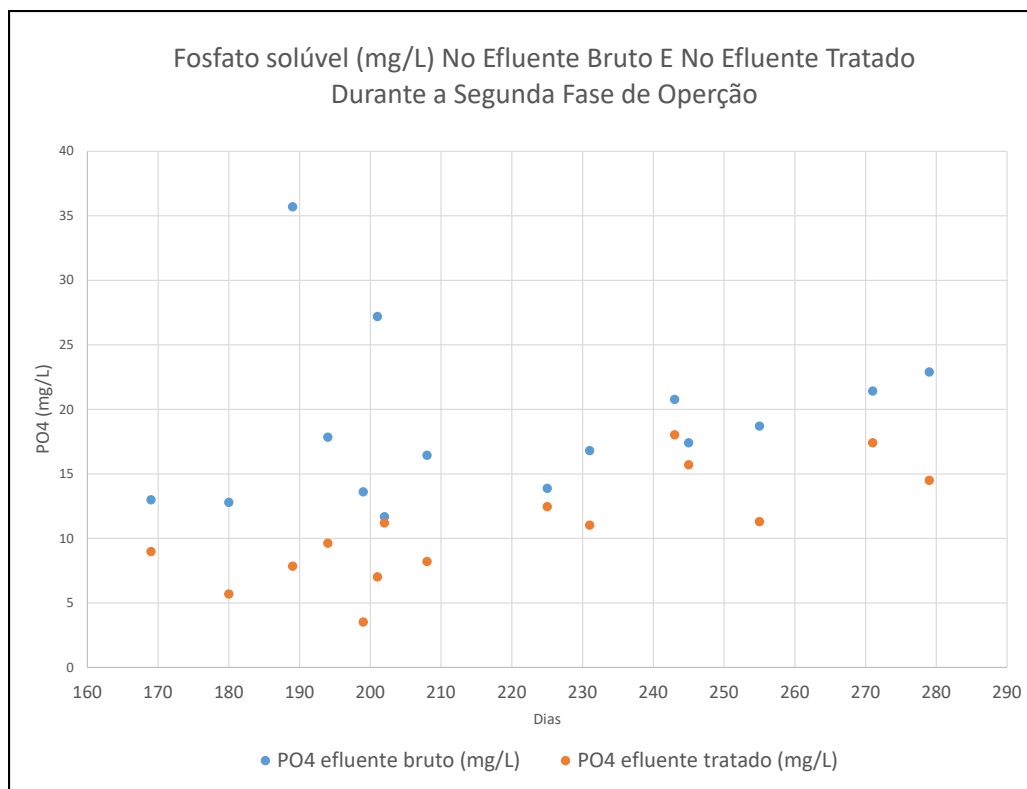


Figura 19 – Evolução da concentração de fosfato (mg/L) no efluente bruto e no efluente tratado durante a segunda fase de operação.

As Tabelas 10 e 11 abaixo listam os demais parâmetros operacionais aplicados na operação do reator de bancada durante a segunda fase da pesquisa. Tais parâmetros foram calculados, para cada sub-fase considerando os respectivos valores médios de DBO, DQO do efluente bruto, vazão de ar aplicada ao sistema, OD, SST e SSV do lodo durante a fase de aeração e no efluente tratado.

Tabela 10: Demais parâmetros operacionais da segunda fase de operação do reator de bancada.

Parâmetro	II-A mês 1	II-A mês 2	II-B	II-A	II-D	Média
F/M (1/dia)	1,40	0,76	1,55	0,84	1,56	1,22
OLR (kg/(m ³ .dia))	1,13	1,58	1,57	0,85	0,95	1,22
Idade de lodo (dias)	1,70	2,74	1,89	2,30	1,25	1,98
Velocidade de sed (m/h)	1,82	1,80	2,29	2,99	4,70	2,72

Tabela 11: Valores de vazão de ar, velocidade ascensional (SAV) e oxigênio dissolvido para cada subfase da segunda fase de operação.

Fase	Aeração ((L/min)	SAV (cm/s)	OD aeração (mg/L)
I	7,00	1,49	8,06
II – A mês 1	7,50	1,59	7,90
II – A mês 2	8,00	1,70	7,67
II - B	4,00	0,85	7,90
II - C	6,00	1,27	7,88
II - D	8,00	1,70	7,86
Média	6,75	1,43	7,88

Ao longo da subfase II-A observou-se crescimento dos grânulos conforme apresentado acima. Desta forma, ao final desta sub-fase (220 dias de operação), reduziu-se a aeração para 4 L/min, para avaliar a viabilidade de operar o sistema de forma mais econômica, além de buscar o favorecimento do processo de SND com o objetivo de aumentar a eficiência da remoção de nitrogênio total do sistema. Contudo, na final da sub-fase seguinte (II-B) ocorreu o crescimento de filamentos nos grânulos (fotos das Figuras 12 e 13). Portanto, no início da sub-fase II-C, aumentou-se novamente aeração do sistema para 6 L/min, buscando avaliar a possibilidade de conter a proliferação de organismos filamentosos.

Os gráficos das Figura 20 e 21 abaixo apresentam os valores de sólidos sedimentáveis (SS) observados e os respectivos valores de Índice Volumétrico de Lodo calculados com base nos valores de SST e SS medidos. O valor de sólidos sedimentáveis foi analisado durante a fase de sedimentação do ciclo operacional, sendo que o volume de lodo sedimentado foi medido no final do tempo de sedimentação da batelada. Não houve retirada de lodo do reator (devido ao pequeno volume do mesmo) de forma que o volume de lodo sedimentado foi medido a partir de uma graduação volumétrica na parede do reator. Conforme apresentado na Tabela 4, o tempo de sedimentação sofreu gradual redução ao longo da fase II. Desta forma, a análise de SS foi feita primeiramente com 25 minutos de sedimentação e posteriormente com 20, 15 e 10 minutos.

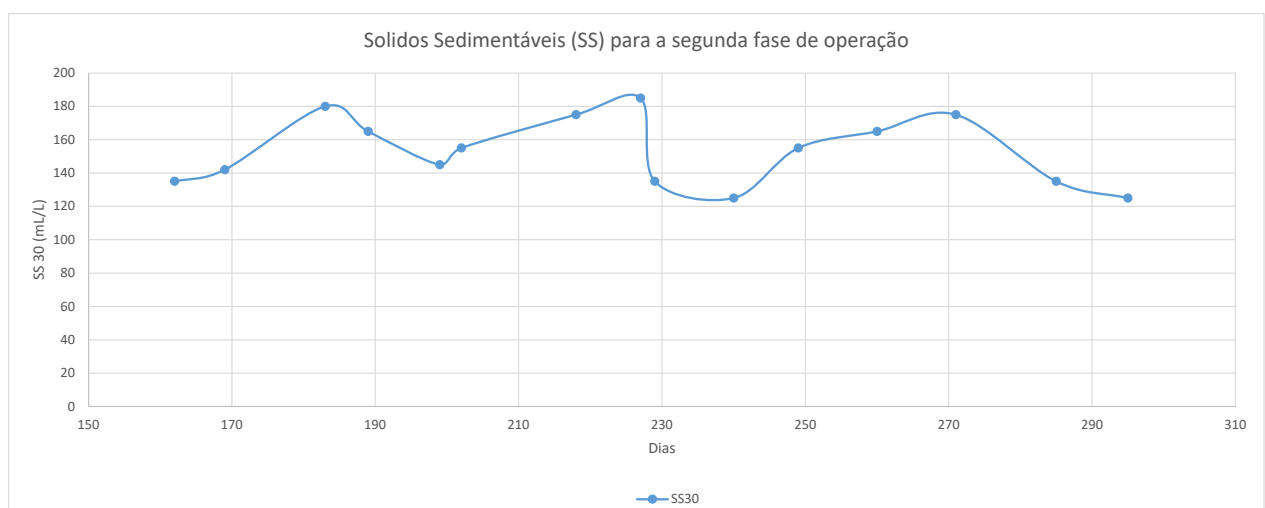


Figura 20: Valores de SS do lodo durante a segunda fase de operação.



Figura 21: Valores de IVL do lodo durante a segunda fase de operação.

ANÁLISE DOS RESULTADOS

Os resultados parciais obtidos mostram que é possível obter granulação de lodo aeróbio operando um reator em batelada, com alimentação anaeróbia lenta, pela base do reator e em fluxo pistonado, e que um dos fatores que concorrem para a granulação é a forte aeração, gerando uma força de cisalhamento hidrodinâmica sobre a biomassa em suspensão que estimula a produção elevada de EPS. O pH do efluente sintético foi monitorado, assim como o pH do lodo, que apresentou valor médio um pouco acima do que do efluente sintético, o que pode indicar a ocorrência de desnitrificação no reator, resultando em reposição da alcalinidade do sistema. As análises dos resultados indicam a ocorrência da desnitrificação no reator, uma vez que foram observados valores baixos de nitrito e nitrato (e de amônia) no efluente tratado, enquanto que na entrada observou-se valores elevados de amônia, como era de se esperar, dado as características do efluente sintético produzido.

Durante toda a pesquisa foi possível observar boas remoções de carga orgânica e de fósforo pelo sistema (medida em termos de DQO e DBO e de fosfato solúvel, respectivamente). Contudo, a eficiência de remoção de fosfato não atingiu altos patamares, mantendo-se estável ao longo da pesquisa. Portanto, o processo de granulação do lodo não é necessariamente acompanhado pelo aumento na eficiência de remoção de fósforo, o que pode indicar, para este caso, o favorecimento do crescimento de organismos acumuladores de glicogênio (GAO) ao invés de organismos acumuladores de fósforo (BEUN et al., 2002, DE KREUK et al., 2005a). O lodo apresentou boa sedimentabilidade ao longo e toda a pesquisa, sendo que as velocidades de sedimentação calculadas cresceram ao longo da segunda fase, provavelmente como consequência do aumento do diâmetro médio das partículas e da diminuição do tempo de sedimentação.

CONCLUSÕES

Conclui-se que processo de granulação aeróbia de lodo, usando como inócuo lodo ativado de uma ETE municipal projetada para remoção de nutrientes, é promissor. Foi possível verificar que a forte aeração provoca a elevada produção de EPS pelo lodo, sendo fator essencial para o processo de granulação. Na segunda etapa da pesquisa intensificou-se o processo de granulação, a partir da gradual redução do tempo sedimentação no ciclo operacional, visando a eliminação da biomassa flatulenta, a partir da seleção de partículas com maiores velocidades de sedimentação.

Os aspectos morfológicos dos grânulos foram avaliados ao longo da segunda fase de operação, mostrando que o tamanho médio dos mesmos cresceu ao longo da pesquisa, contudo o aparecimento de filamentos prejudicou a regularidade geométrica e compactidade.

Uma vez obtida uma granulação efetiva, em termos de percentual de biomassa granular no sistema, operou-se o reator com redução na aeração, de modo a avaliar a estabilidade do lodo granular sob tais condições. Isso pois, a eficiência de remoção de nitrogênio depende da distribuição das zonas aeróbias e anóxicas, fato relacionado à concentração de oxigênio no meio líquido (DE KREUK et al., 2005b). O lodo continuou apresentado boas eficiências de remoção de carga orgânica em termos de DBO e DQO e as remoções de nutriente mantiveram-se nos mesmos patamares de antes da redução. Contudo, foi verificado a proliferação de filamentos aderidos aos grânulos, sendo este fato um risco potencial para a estabilidade do sistema.

Desta forma, percebe-se que é possível obter granulação do Lodo Ativado operando o reator conforme apresentado neste estudo, contudo a viabilidade econômica de tais sistemas ainda depende da possibilidade de operar o reator sob baixa aeração. O lodo granular apresentou baixa estabilidade sob baixas vazões, portanto deve-se investigar se de fato a causa da instabilidade granular é a baixa aeração ou se é dependente de outros fatores não monitorados nessa pesquisa. Assim, um dos principais obstáculos que permanece para a implantação desta tecnologia em larga escala, é o alto consumo energético demandado.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. SMOLDERS G. J. F., KLOP J., VAN LOOSDRECHT M. C. M. AND HEIJNEN J. J. “A metabolic model of the biological phosphorus removal process. I. Effect of the sludge retention time.” *Biotechnol. Bioeng.* 48, 222 – 233, 1995.
2. BEUN, J. J., HENDRIKS, A., VAN LOOSDRECHT, M. C. M., MORGENROTH, E., WILDERER, P. A., HEIJNEN, J. J. Aerobic granulation in a sequencing batch reactor. *Water Research*, v. 33, nº. 10, p. 2283- 2290, 1999.
3. BEUN, J. J.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M; HEIJNEN, J.J. Aerobic Granulation in a sequencing batch airlift reactor. *Water Research*, v.36, pp. 702-712, 2002.
4. DE KREUK, M.K.; PRONK, M.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M. Formation of aerobic granules and conversion processes in an aerobic granular sludge reactor at moderate and low temperatures. *Water Research*, vol. 39, p. 4476-4484, 2005.
5. DE KREUK, M.K.; MOSQUERA-CORRAL, A.; HEIJNEN, J. J.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M. Effects of oxygen concentration on N-removal in a aerobic granular sludge reactor. *Water Research*, vol 39, p. 2676-2686, 2005.