

## **II-359 – MODELAGEM DE UM SISTEMA DE TRATAMENTO BIOLÓGICO PARA REMOÇÃO DE NITROGÊNIO E FÓSFORO PELO MODELO ASM2d DA IWA UTILIZANDO O PROCESSO A<sup>2</sup>O**

**Werner Siegfried Hanisch<sup>(1)</sup>**

Engenheiro Químico pela Universidade Federal de São Carlos (UFSCar). Mestre e Doutor em Engenharia Civil, área de concentração Hidráulica e Saneamento pela Escola de Engenharia de São Carlos (EESC/USP). Professor do curso de Engenharia Química da Universidade Federal de São Paulo (UNIFESP), campus Diadema (UNIFESP).

**Eduardo Pinheiro**

Engenheiro Químico pela Universidade Federal de São Paulo (UNIFESP).

**Mariana Curti Spera**

Engenheira Química pela Universidade Federal de São Paulo (UNIFESP).

**Katia Ribeiro**

Graduação em Engenharia Química pela Faculdade de Engenharia Industrial (FEI), Mestre e Doutora em Engenharia Química pela Universidade de São Paulo (USP). Professora do curso de Engenharia Química da Universidade Federal de São Paulo (UNIFESP), campus Diadema.

**Endereço<sup>(1)</sup>:** Rua São Nicolau, 210 – Centro – Diadema - SP – CEP: 09913-030 – Brasil – Tel: (11) - e-mail: werner.hanisch@gmail.com

### **RESUMO**

O aumento da população humana com o passar dos anos leva a diversos problemas ambientais, entre eles o aumento do descarte de águas residuárias provenientes de atividades antrópicas. Nesse contexto, o tratamento biológico aparece como um importante processo viabilizando o descarte correto de resíduos, por meio da diminuição de componentes nocivos ao meio ambiente. Devido à dificuldade de melhorar os processos já existentes, a modelagem matemática de processos surge como uma importante ferramenta para prever o comportamento de um sistema e, com isso, desenvolver melhores processos. Atualmente, diversos modelos podem ser utilizados para prever o comportamento de cada operação no processo, seja ela em condição anóxica, aeróbia ou anaeróbia, fornecendo as equações cinéticas de cada etapa do processo biológico. Por meio do balanço de massa e das equações dadas pelo modelo ASM2d, o modelo foi implementado utilizando-se o ambiente do MATLAB para assim obter-se resultados que permitam a avaliação do desempenho do modelo e de melhorias. O principal objetivo deste trabalho foi o desenvolvimento da modelagem matemática de um processo de tratamento biológico para remoção de nitrogênio e fósforo em um reator contínuo de mistura completa. Foi realizada a simulação completa do processo, utilizando um efluente de entrada com características comuns aos efluentes de países em desenvolvimento, um reator anaeróbio com volume de 1000 m<sup>3</sup>, um reator anóxico com volume de 1200 m<sup>3</sup>, um reator aeróbio com volume de 1600 m<sup>3</sup> e, por fim, um decantador secundário de 1500 m<sup>3</sup>. Para determinar a melhor eficiência na remoção de fosfato, amônia, DQO e SST, variou-se a porcentagem de retorno da saída do reator anaeróbio, sendo em 60% de retorno a maior eficiência na remoção de fosfato e DQO. A idade do lodo utilizada foi de oito dias e o retorno de lodos ativados foi fixado em 50%.

**PALAVRAS-CHAVE:** Modelo ASM2d da IWA, remoção biológica de nitrogênio, remoção biológica de fósforo.

### **INTRODUÇÃO**

O tratamento biológico de efluentes pode ser modelado matematicamente com a finalidade de se compreender o sistema, otimizá-lo, controlá-lo (Henze *et al.*, 2008) e mesmo projetá-lo, visto que a modelagem irá prever o comportamento do sistema quando este se encontra sob condições de processo variáveis (Vanrolleghem *et al.*, 2003). Os modelos são constituídos por expressões matemáticas que representam as interações biológicas, baseados nas hipóteses de como ocorrem as etapas dentro do processo (Melcer *et al.*, 2003).

A remoção do nitrogênio e fósforo é essencial para que o sistema no qual o efluente tratado será lançado não sofra eutrofização. Assim, por meio do processo de tratamento com lodos ativados que incorporam zonas

anóxicas e/ou anaeróbicas e aeróbicas, realiza-se a remoção dos nutrientes (Grady *et al.*, 2011), além da matéria orgânica carbonácea.

O processo de remoção biológica do fósforo consiste na incorporação dele à biomassa, por meio de organismos acumuladores de fósforo (PAOs) que o consomem do sistema em processos nos quais a configuração garante uma vantagem competitiva deles frente a outras bactérias. A configuração do sistema consiste em um tanque anaeróbio, denominado de seletor, localizado após o tanque de aeração, onde o acetato (essencial para a vantagem competitiva dos PAOs) é produzido via fermentação da matéria orgânica, assimilado e utilizado pelos PAOs para a produção de polihidroxibutirato (PHB), reduzindo assim a concentração de polifosfatos no meio (Metcalf e Eddy, 2014).

Existem vários tipos de configurações de processos para remoção de fósforo, entre eles os processos Phoredox, A<sup>2</sup>O e University of Cape Town (UCT), e a principal diferença entre eles são o modo como a zona anaeróbia é mantida ou protegida para que o nitrato não seja inserido (van Haandel e van der Lubbe, 2007).

O processo A<sup>2</sup>O na Figura 1 (anaeróbio, anóxico e aeróbio) é constituído de um reator anaeróbio, que recebe a corrente de afluente e o reciclo de lodo proveniente do decantador, seguido por um reator anóxico, que receberá o lodo contendo matéria orgânica proveniente da região anaeróbia e um reator aeróbio, além de outra corrente de reciclo, que retorna efluente da saída do reator aeróbio para o anóxico. No processo A<sup>2</sup>O ocorre a remoção de nitrato com a remoção biológica de fósforo (Metcalf e Eddy, 2014; Janssen *et al.*, 2002), por isso ele foi escolhido para essa modelagem.

A nitrificação consiste na oxidação biológica da amônia a nitrito e do nitrito a nitrato por meio de bactérias nitrificantes que realizam o processo como meio de obtenção de energia e, por serem aeróbicas, dependem da presença de oxigênio livre para a realização das conversões (Metcalf e Eddy, 2014).



**Figura 1 - Configuração de processo A<sup>2</sup>O (modificado de Metcalf e Eddy, 2014).**

A Tabela 1 resume cada uma das transformações bioquímicas ocorridas em cada uma das zonas (Grady *et al.*, 2011).

**Tabela 1: Resumo das zonas no processo de remoção de nutrientes.**

<b>Zona</b>	<b>Transformação Bioquímica</b>	<b>Funções</b>	<b>Zona requerida para</b>
<b>Anaeróbia</b>	Fermentação de matéria orgânica biodegradável por bactérias heterotróficas	Seleção dos PAOs	<b>Remoção de fósforo</b>
	Captação e armazenamento de ácidos graxos voláteis por PAOs (Organismos Acumuladores de Fósforo) com lançamento de fósforo	Seleção dos PAOs	
<b>Anóxica</b>	Desnitrificação	Conversão de nitrato a nitrito e depois à gás nitrogênio	<b>Remoção de nitrogênio</b>
	Produção de alcalinidade	Seleção de bactérias desnitrificantes	
	Metabolismo do substrato exógeno por organismos heterotróficos (OHO) desnitrificantes	Crescimento de OHOs desnitrificantes	
	Metabolismo do substrato exógeno e armazenado por PAOs desnitrificantes	Formação do polifosfato	
	Captura de fósforo por PAOs desnitrificantes	Crescimento de PAOs desnitrificantes	
<b>Aeróbica</b>	Nitrificação e consumo associado da alcalinidade	Conversão de amônia a nitrato	<b>Remoção de fósforo e nitrogênio</b>
	Metabolismo do substrato exógeno por OHOs	Remoção do nitrogênio por remoção gasosa	
		Crescimento de PAOs	
	Captura de fósforo por PAOs	Crescimento de OHOs Crescimento de nitrificantes	

**Fonte: Modificado de Grady *et al.* (2011).**

## OBJETIVOS

O presente trabalho teve como objetivo a modelagem matemática de um processo de tratamento biológico para a remoção de nitrogênio e fósforo, utilizando-se as equações cinéticas descritas pelo modelo ASM2d da IWA para um sistema em estado estacionário com um reator anaeróbio, um reator anóxico e um reator aeróbio, seguidos de um decantador secundário. Os modelos ASM2d são válidos apenas para efluentes domésticos e sem excesso de produtos da fermentação.

## MATERIAIS E MÉTODOS

Os modelos elaborados pela *International Association on Water Pollution Research and Control* (IAWPRC) mostram-se bastante eficientes para a modelagem das cinéticas complexas dos processos biológicos de tratamento de efluentes e são amplamente utilizados.

O modelo ASM2d engloba a desnitrificação relacionada aos PAOs. Ele se baseia principalmente nas relações cinéticas de Monod, descrevendo como cada componente do sistema interfere nas taxas de reação (Henze *et al.*, 2000). O modelo ASM2d considera componentes que não exercem DQO, ou seja, os sólidos suspensos totais também são uma variável a ser estudada nesse sistema. Dessa forma, esse modelo pode caracterizar o comportamento do sistema na presença do fósforo (Henze *et al.*, 2000). Os componentes presentes no modelo são divididos entre solúveis ( $S_i$ ) e particulados ( $X_i$ ). Todos eles estão homogeneamente distribuídos pelo sistema em que estão presentes (Henze *et al.*, 2000).

Os reatores foram modelados como misturas completas e os balanços de massa em regime permanente foram resolvidos simultaneamente pelo método dos mínimos quadrados (MATLAB). No decantador secundário

utilizou-se o modelo de Diehl e Jeppsson (1998). As características do efluente foram de Henze *et al.* (2000) na temperatura de 20°C, exceto a DQO de entrada que foi de 600 mg DQO m<sup>-3</sup>. A vazão de entrada foi de 2000 m<sup>3</sup>/dia e os volumes dos reatores anaeróbio, anóxico e aeróbio, mais o decantador secundário foram, respectivamente, de 1000 m<sup>3</sup>, 1200 m<sup>3</sup>, 1600 m<sup>3</sup> e 1500 m<sup>3</sup>.

Os coeficientes cinéticos do modelo foram os sugeridos por Henze *et al.* (2000) e os estequiométricos foram calculados utilizando-se a equação da conservação, conforme o artigo dos mesmos autores.

Os modelos ASM2d são válidos apenas para efluentes domésticos e sem excesso de produtos da fermentação, além de ser necessário uma concentração suficiente dos íons magnésio e potássio. O efluente também deve possuir um pH próximo da neutralidade e estar a uma temperatura entre 10°C a 25°C. A utilização do modelo ASM2d com efluentes fora dessas restrições não é recomendada (Henze *et al.*, 2000).

O modelo foi implementado no software MATLAB® com o auxílio do aplicativo de otimização. O programa operou a partir de dois arquivos: o principal recebe as condições iniciais, como concentração, vazão de entrada e razão de reciclo; e o que recebe a função que calcula todos os balanços e reações do processo A<sup>2</sup>O que devem ser calculados por meio das funções de otimização, os valores finais de concentração e vazão de fundo do decantador secundário. No principal, as condições iniciais podem ser alteradas pelo usuário para ajustar as condições desejadas.

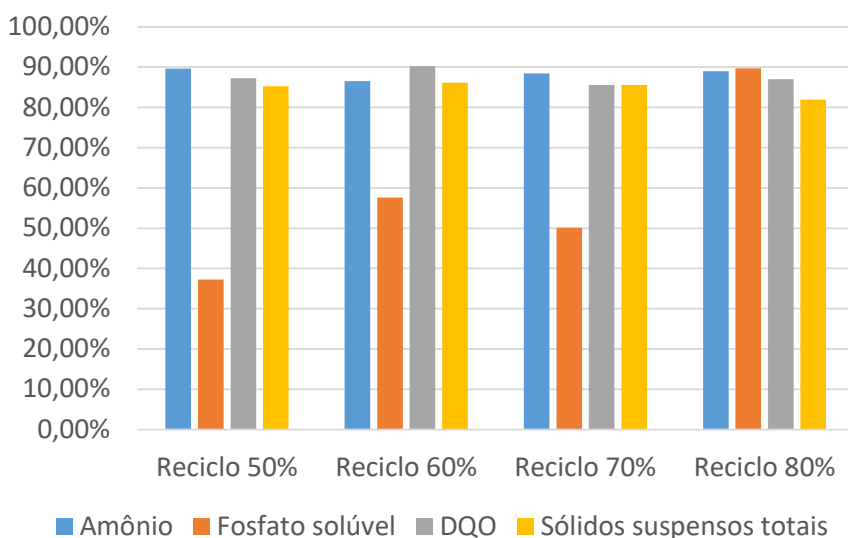
A função inerente ao programa principal reproduz as equações de processo contidas no modelo ASM2d e os balanços de massa para o processo proposto. Primeiramente são declaradas todas as constantes dos processos de reação e a matriz de coeficientes estequiométricos (HENZE *et al.*, 2000). Com essas variáveis declaradas, é feito o balanço de massa da entrada da recirculação do sistema no efluente bruto. Como a recirculação é a concentração final do processo, é utilizado um chute inicial com os valores de concentração finais. Em seguida, são declarados os parâmetros de dimensionamento do reator anaeróbio e os processos inerentes a esse tipo de reator. A partir desses resultados, o programa realiza os cálculos de reação e atualiza os valores de concentração para ser utilizado no próximo balanço de massa da adição da recirculação. Os reatores anóxico e aeróbio trabalham de forma análoga no programa com a diferença das equações de processo que devem corresponder às condições de sistema do reator. Com isso, é realizado um balanço de massa com os valores de saída do reator aeróbio e o valor utilizado como chute inicial nas recirculações. Os resultados desses balanços devem retornar zero para que o sistema seja fisicamente possível.

Com esses resultados, o programa utiliza as equações do método de Diehl (DIEHL e JEPPSSON, 1998) para prever o comportamento do decantador secundário, ou seja, a vazão de fundo do decantador e a concentração de saída no fundo de sólidos suspensos. A partir disso, o programa calcula todos os valores de concentração das correntes restantes e do efluente final e apresenta os resultados em uma matriz que representa as correntes do processo e as concentrações de cada componente.

Portanto, a função implementada recebe as concentrações finais do processo e retorna os resultados de balanço de massa que tendem a zero. Para que o programa alcance essa tendência, é realizado um método de minimização da soma dos quadrados que varia os valores do chute inicial para um resultado mais próximo do real.

## RESULTADOS E DISCUSSÃO

O processo A<sup>2</sup>O possui duas recirculações: a do fluxo de fundo do decantador secundário para o fluxo do efluente bruto e a outra que sai à jusante do reator aeróbio e é devolvida ao processo à montante do reator anóxico (Figura 1). O modelo apresentado operou com a recirculação do fundo do decantador secundário fixada à 50% da vazão de entrada. Já a recirculação entre reatores foi alterada para obter os valores que apresentam as melhores eficiências de remoção, além de entender o comportamento do processo a partir dessa variação. O intervalo utilizado para o reciclo de reatores foi entre 50% a 80% da vazão de saída do reator anaeróbio. A Figura 2 apresenta as eficiências de remoção para cada uma das razões de recirculação propostas.



**Figura 2 - Remoções de componentes no processo de tratamento para cada razão de recirculação proposta.**

A variação do reciclo resultou em uma baixa variação nas remoções de amônia e sólidos suspensos totais, já a DQO e o fosfato apresentaram resultados mais distintos entre si. A vazão de reciclo a 80% resultou em uma melhor média de remoção, mas obteve uma baixa conversão do nitrato, que foi produzido a partir da amônia, para gás nitrogênio. Uma vez que essa conversão a nitrogênio foi um dos principais motivos na escolha desse processo, a vazão de reciclo a 80% pôde ser desconsiderada. Como a DQO engloba diversos componentes, sua remoção é de grande importância no processo. As vazões de reciclo de 60% e 70% possuem as maiores remoções de DQO e são próximas entre si, mas a de 60% possui as maiores remoções de fosfato e sólidos suspensos totais. Por essas justificativas, os resultados apresentados em seguida foram calculados a partir de um reciclo de 60% da vazão de saída do reator anaeróbio.

A partir disso, foi possível afirmar que o modelo apresentou resultados coerentes com a realidade dos processos e também altos valores de remoção por componente adicionado, mas quando comparados com resultados experimentais (Peng *et al.*, 2004), as remoções ainda foram abaixo do esperado, como pode ser observado na Tabela 2.

**Tabela 2: Remoção para cada componente adicionado no efluente bruto.**

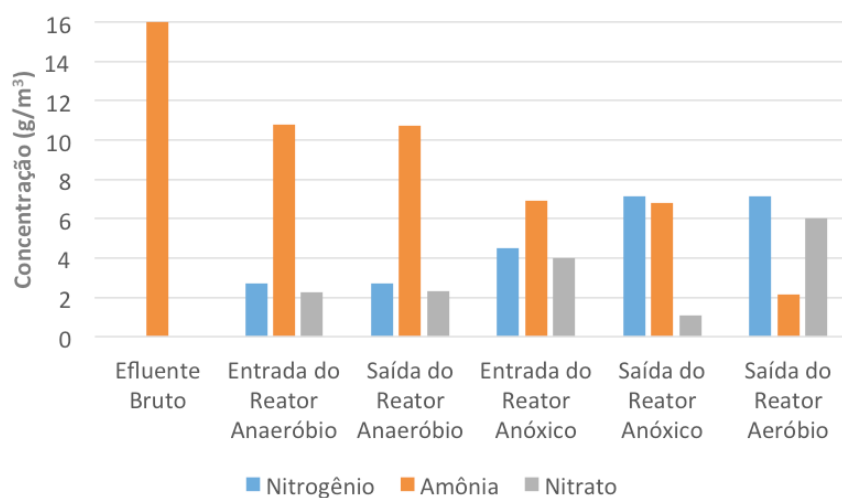
Componente	Descrição do componente	Remoção do Modelo	Remoção Experimental
$S_A$	Produtos de fermentação	93,13%	-
$S_{ALC}$	Alcalinidade	60,79%	-
$S_F$	Fermentáveis	85,43%	-
$S_{NH_4}$	Amônia	86,53%	96,00%
$S_{PO_4}$	Fosfato	57,62%	95,50%
$X_H$	Organismos heterótrofos	86,53%	-
$X_I$	Materiais orgânicos particulados inertes	95,40%	-
$X_S$	Substratos biodegradáveis	100%	-
$X_{SST}$	Sólidos sedimentáveis totais	86%	-
$DQO$	Demanda Química de Oxigênio	90,30%	92,30%

Mesmo o processo apresentando uma boa remoção para a maioria dos componentes, o fosfato e acetato não alcançaram a mesma eficiência. Essa baixa remoção pode ser devido ao fato de tanto o reator anaeróbio, quanto o anóxico terem apresentado um processo de lise mais evidente do que os processos de crescimento de

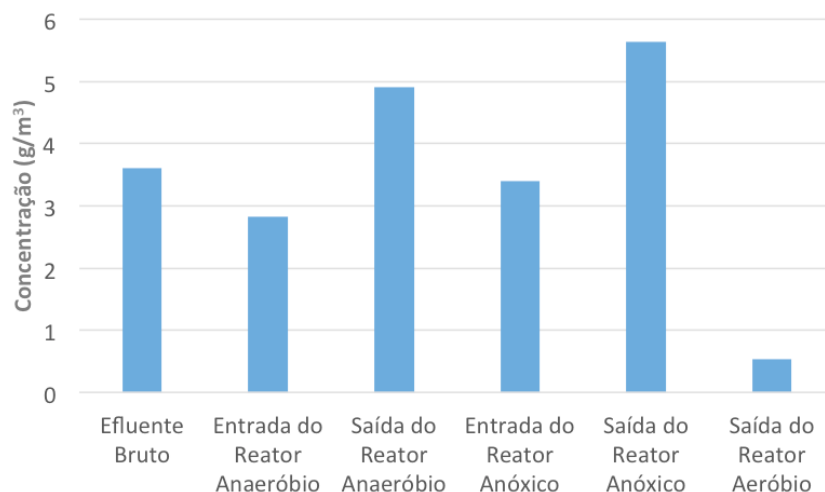
organismos, uma vez que o processo de lise libera esses componentes absorvidos pelos organismos de volta no processo.

A remoção de amônia também pode ser considerada próxima e a diferença pode ser explicada por um possível crescimento abaixo do real por parte dos organismos nitrificantes, que são responsáveis pela conversão da amônia em nitratos. Já a remoção de fosfato não se aproximou da remoção obtida experimentalmente devido aos processos de lise dos organismos acumuladores de fósforo. Além da remoção, outro fator importante para a análise do processo foi a idade do lodo. Para as condições utilizadas nesse modelo, a idade do lodo foi de aproximadamente oito dias, o que é um valor coerente quando comparado com a realidade.

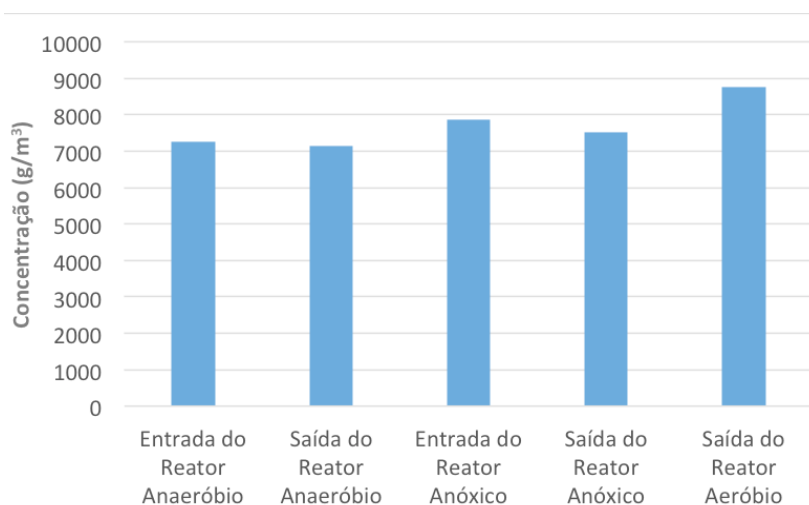
A partir dos resultados de concentração em cada corrente do processo, foi possível analisar as reações que aconteceram em cada reator e como elas influenciaram no processo como um todo. As Figura 3, Figura 4, Figura 5 e Figura 6 apresentam as concentrações dos principais componentes que participam das reações nas correntes do processo.



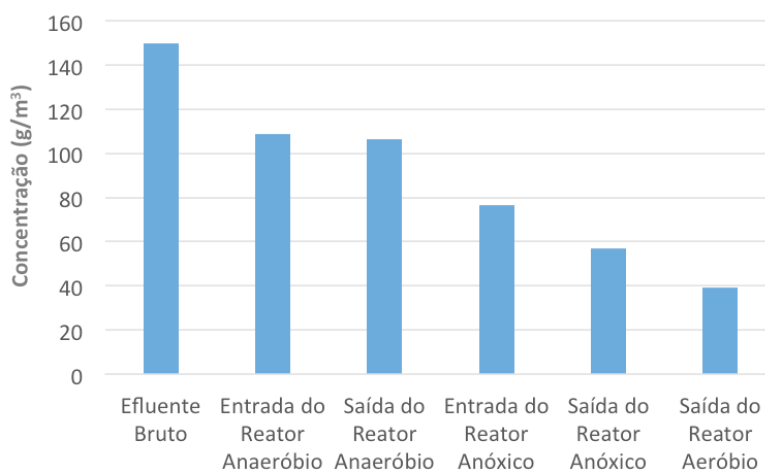
**Figura 3 - Concentrações dos compostos nitrogenados nas principais correntes do processo.**



**Figura 4 - Concentrações de fósforo solúvel nas principais correntes do processo.**



**Figura 5 - Concentrações de sólidos totais nas principais correntes do processo.**



**Figura 6 - Concentrações de DQO nas principais correntes do processo.**

Na Figura 3 é apresentada a conversão da amônia para nitrato e nitrogênio ao longo do processo. Como no balanço de massa foi assumido um sistema fechado e a concentração de nitrogênio no processo não interfere na cinética de reação, considerou-se que o gás nitrogênio não é eliminado do processo. O comportamento dos reatores para esses componentes agiu como o esperado, ou seja, a amônia foi consumida apenas no reator aeróbio pelos organismos nitrificantes, adicionando o nitrato, que é consumido no reator anóxico para a formação do gás nitrogênio. No reator anaeróbio houve um pequeno aumento na concentração de amônia devido aos processos de hidrólise e fermentação. Houve um aumento na concentração de nitrato entre a corrente de saída do reator anaeróbio e a corrente de entrada do reator anóxico devido à corrente de recirculação proveniente da saída do reator aeróbio, que se junta à corrente de saída do reator anaeróbio, formando a corrente de entrada do reator anóxico. Dessa forma, pôde-se afirmar que a remoção da amônia foi eficiente, porém a presença de nitrato no efluente final, determinada pela concentração do nitrato, indicou que o sistema ainda necessita de ajustes, como variação nas vazões de ciclo ou a inclusão de um reator anóxico e aeróbio antes do efluente dos reatores entrar no decantador secundário.

Na Figura 4 é apresentada a concentração de fosfato solúvel presente nas principais correntes do processo. No reator anaeróbio, houve um aumento do fosfato devido ao processo de fermentação sofrido nele. No reator anóxico, ocorreu um aumento na concentração de fosfato devido ao armazenamento de polihidroxialcanoatos (PHA) pelos organismos acumuladores de fósforo (PAO), em que o polifosfato é utilizado para gerar energia,



resultando na liberação de fosfato no processo. Por fim, no reator aeróbio, pôde ser observado um consumo do fosfato presente no processo. Isso aconteceu, pois tanto os organismos heterótrofos quanto os organismos acumuladores de fósforo, utilizam esse componente em seu metabolismo. Entre a saída do reator anaeróbio e a entrada do reator anóxico ocorreu uma diminuição da concentração de fosfato por causa da junção da corrente de saída do reator anaeróbio com a corrente de recirculação proveniente da saída do reator aeróbio. Dessa forma, observou-se que a corrente de saída do reator anaeróbio com concentração de fosfato recebeu o aporte da corrente de recirculação do reator anóxico ocorrendo a diluição do fosfato.

Na Figura 5 foi possível observar a concentração de sólidos suspensos totais. No reator anaeróbio houve uma redução na concentração de sólidos suspensos causada pelo consumo desses sólidos para a formação de componentes como a amônia e fosfato que foram discutidos anteriormente. O reator anóxico apresentou um pequeno aumento, o que indicou que nas condições propostas e em regime permanente, os processos de lise celular são bastante evidentes, mas que os processos de crescimento ainda possuem maior influência no resultado final. Isso pode ser causado pelas baixas concentrações dos componentes que são utilizados para a realização desses processos de crescimento. Já no reator aeróbio houve um aumento na concentração, o que evidenciou um consumo maior de substratos como fosfato e amônia para o crescimento dos organismos no reator.

É apresentado na Figura 6 o comportamento da demanda química de oxigênio ao longo do processo. Como foi afirmado, são utilizados substratos do processo para o crescimento dos diversos organismos e, por esse motivo, a DQO apresentada foi a soma de todos os compostos solúveis responsáveis pelo seu valor. As reduções mais expressivas ocorreram no reator anóxico e no reator aeróbio, o que está relacionado com o aumento na concentração de sólidos suspensos totais e com o consumo dos substratos e produtos da fermentação.

## CONCLUSÕES

Observaram-se resultados satisfatórios para a redução de três dos quatro principais componentes considerados, nitrato, DQO e sólidos suspensos totais, quando a taxa de retorno do efluente do reator anaeróbio foi mantida em 60%. Os resultados obtidos na remoção do fosfato foram abaixo do esperado. O consumo aeróbio do fosfato liberado pelo reator anaeróbio e anóxico foi baixo, pois era esperado que, com o aumento da porcentagem de retorno, também houvesse uma melhora na remoção da amônia e nitrogênio, porém houve uma queda na eficiência de remoção desses.

Como recomendações para melhoria do modelo podem ser analisados um método mais eficiente de expressar a quantidade de particulados sedimentados, alterar os valores de recirculação do processo e inserir um reator anóxico para remoção do nitrato em excesso.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. DIEHL, S., JEPPSSON, U. A Model of the Settler Coupled to the Biological Reactor. *Water Research*, v. 32, p. 331-342, 1998.
2. GRADY, L. C. P.; DAIGGER, G. T.; LOVE, N. G.; FILIPE, C. D. M. *Biological wastewater treatment*. 3ª. ed. [s.l.]: CRC Press, 2011.
3. HENZE, M., GUJER, W., MINO, T., e VAN LOOSDRECHT, M. *Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3*. IWA. London: IWA, 2000.
4. HENZE, M., VAN LOOSDRECHT, M. C., EKAMA, G. A., BRDJANOVIC, D.. *Biological wastewater treatment - Principles, Modeling and Design* (1ª ed.). Londres: IWA, 2008.
5. JANSSEN, P. M. J.; MEINEMA, K.; VAN DER ROEST, H. F. *Biological Phosphorus Removal: Manual for design and operation*. Amersfoort: IWA, 2002.
6. MELCER, H., DOLD, P. L., JONES, R. M., BYE, C. M., & TAKACS, I. *Methods for wastewater characterization in activated sludge modeling*. Alexandria: Water Environmental Research Foundation, 2003.
7. METCALF e EDDY. *Wastewater engineering - Treatment and reuse* (5ª ed.). McGraw Hill, 2014.
8. PENG, Y.-Z., WANG, X.-L., LI, B.-K. *Anoxic biological phosphorus uptake and the effect of excessive aeration on phosphorus removal in the A2O process*. Beijing University of Technology, Beijing, 2004.



9. VANROLLEGHEM, P. A., INSEL, G., PETERSEN, B., SIN, G.; PAUW, D. D.; NOPENS, I.; DOVERMANN, H.; WEIJERS, S.; GERNAEY, K. A comprehensive model calibration procedure for activated sludge models. *76th Annual Conference of the Water Environment Federation*, 2003.
10. VAN HAANDEL, A., VAN DER LUBBE, J. *Handbook Biological Waste Water Treatment: Design and optimisation of activated sludge systems*. Quist, 2007.