

XII-044 - APLICAÇÃO DO MODELO DE MONOD NA SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL DE UM REATOR BIOLÓGICO OPERANDO DE FORMA CONTÍNUA COM RECICLO DE BIOMASSA**Abílio José Procópio Queiroz⁽¹⁾**

Graduando em Engenharia Sanitária e Ambiental pela Universidade Estadual da Paraíba – UEPB. Graduando em Engenharia Civil pela Universidade Federal de Campina Grande – UFCG.

Igor Souza Ogata

Graduando em Engenharia Sanitária e Ambiental pela Universidade Estadual da Paraíba – UEPB. Graduando em Engenharia Elétrica pela Universidade Federal de Campina Grande – UFCG. Técnico em Eletroeletrônica pelo SENAI – Prof. Stênio Lopes.

Edson Cássio de Araújo Gomes

Graduando em Engenharia Sanitária e Ambiental pela Universidade Estadual da Paraíba – UEPB.

Pablo Luiz Fernandes Guimarães

Graduando em Engenharia Sanitária e Ambiental pela Universidade Estadual da Paraíba – UEPB. Graduando em Engenharia Civil pela Universidade Federal de Campina Grande – UFCG.

Herculis Pessoa Castro

Graduando em Engenharia Sanitária e Ambiental pela Universidade Estadual da Paraíba – UEPB.

Endereço⁽¹⁾: Rua Rio de Janeiro, 77 – Liberdade – Campina Grande - Paraíba - CEP: 58414-080 - Brasil - Tel: +55 (83) 8730-3655 - e-mail: **abiliojpq@hotmail.com**.

RESUMO

Com a utilização do modelo de Monod, em sua fórmula de velocidade de crescimento celular e concentração de substrato limitante, juntamente à variação dada por Leudeking e Piret, foi realizada a modelagem de um reator biológico contínuo com reciclo de biomassa, tomando como condições iniciais: $V = 50 \text{ L}$, $\mu_{\text{MAX}} = 0,5 \text{ h}^{-1}$, $K_S = 0,25 \text{ g/L}$, $Y_{XS} = 0,5$, $\alpha = 1,0$, $\beta = 0,5 \text{ h}^{-1}$, $C_{XO} = 5,0 \text{ g/L}$, $C_{SO} = 50,0 \text{ g/L}$, $C_{PO} = 0,0 \text{ g/L}$, $F = 25,0 \text{ L/h}$, $C_{XF} = 1,0 \text{ g/L}$, $C_{SF} = 10,0 \text{ g/L}$, $C_{PF} = 0,0 \text{ g/L}$, $a = 0,1$ e $g = 2,0$, para análise das interferências da vazão constante do fluxo do reator F , da concentração de biomassa que entra no fluxo constante do reator C_{XF} , da concentração de substrato que entra no reator continuamente C_{SF} , da concentração de produto que entra de forma contínua no reator C_{PF} , da taxa de recirculação a e do fator de concentração g . Os valores das variáveis foram modificados para cinco vezes mais e cinco vezes menos, utilizando o método numérico de Rugen-Kutta e o aplicativo computacional Scilab 5.2, para processamento dos dados e geração dos resultados. Com o final da modelagem, percebeu-se que o funcionamento do reator diferiu-se de um reator sem reciclo na importância da biomassa que retorna ao processo como principal fator influente no comportamento do caso estudado. Aumentar a taxa de recirculação e o fator de concentração fez com que o substrato fosse consumido mais rapidamente, sendo a diminuição desse segundo um fator que determina um processo mais lento. Para recuperação de biomassa, a melhor e a pior situação foram, respectivamente, o aumento do substrato que entra no processo, da concentração da biomassa recuperada e do fluxo que retorna ao reator. Observando a geração de produtos, essa foi maior quando havia uma maior concentração de substrato entrando no reator, sendo o contrário e a redução da concentração de biomassa recuperada as situações que menos geram produtos.

PALAVRAS-CHAVE: Modelagem Ambiental, Reator Contínuo com Reciclo de Biomassa, Modelo de Monod.

INTRODUÇÃO

De uma forma geral, um modelo pode ser conceituado como qualquer artifício que permita reproduzir a realidade de um determinado sistema. A dimensão e a complexidade do sistema dependem do grau de detalhe com o qual se deseja realizar o estudo, podendo ir desde uma unidade de processamento (reator ou operação unitária simples) até todas as inter-relações existentes numa planta completa (RODRIGUES, p. 2, 2006).

A atividade de modelagem pode ser definida como sendo o processo de aplicação de conhecimento fundamental ou experimental para simular ou descrever o comportamento de um sistema real para alcançar determinados objetivos (VIEIRA, p. 3, 2010).

Meios físicos definidos onde ocorrem reações e essas são realizadas pela população microbiana, são denominados de reatores biológicos ou biorreatores. Os reatores biológicos podem operar das formas: batelada, batelada alimentada, contínuo sem reciclo de biomassa e contínuo com reciclo de biomassa e contínuo em série.

A operação de biorreatores no modo contínuo é caracterizada pela alimentação contínua do substrato a uma determinada vazão necessariamente constante, de modo que o volume do biorreator, após o período inicial de enchimento, permaneça constante (VIEIRA, p. 48, 2010). O início do processo é análogo ao de batelada ou batelada alimentada até o tempo em que o volume fica constante, havendo a partir desse um fluxo passando pelo reator. Quando temos reciclo de biomassa, temos uma parcela da biomassa que sai no fluxo retornando ao reator, sendo essa dependente de um fator e de uma taxa de recirculação, e influenciando nesse novamente.

A relação entre a velocidade específica de crescimento celular e a concentração do substrato limitante foi proposta por Monod em 1942 (RODRIGUES, p. 44, 2006). O modelo proposto por Monod é muito utilizado para a descrição cinética de processos biológicos, embora contenha uma simplificação acentuada dos fenômenos bioquímicos que estão ocorrendo no metabolismo celular (RODRIGUES, p. 45, 2006). Com relação à formação de produtos, o modelo de Leudeking & Piret, combinando a velocidade específica de formação do produto associada e não associada à velocidade específica de crescimento, é muito aplicado (RODRIGUES p. 48, 2006).

Baseado nessa conceituação e sob as condições iniciais de concentrações de substrato C_{SO} , de 50 g/L, de biomassa C_{XO} , de 5 g/L, e de produto C_{PO} , de 0 g/L, além dos parâmetros cinéticos α de 1,0 e β de 0,50 h⁻¹, bem como μ_{MAX} igual a 0,5h⁻¹ e K_S igual a 0,25 g/L, o desenvolvimento do trabalho objetivou a modelagem de um reator biológico operando de forma contínua com reciclo externo de biomassa, avaliando as interferências da vazão constante do fluxo do reator F , da concentração de biomassa que entra no fluxo constante do reator C_{XF} , da concentração de substrato que entra no reator continuamente C_{SF} , da concentração de produto que entra de forma contínua no reator C_{PF} , da taxa de recirculação a e do fator de concentração g .

METODOLOGIA

Foi necessário, para o desenvolvimento do trabalho, embasamento teórico sobre métodos de resolução de equações diferenciais ordinárias, operações de reatores biológicos em regime contínuo com reciclo de biomassa, do modelo proposto por Monod e do modelo de Leudeking e Piret parcialmente associado. Um código computacional foi desenvolvido para simular e resolver o problema proposto, utilizando o programa computacional Scilab versão 5.2, por ser esse ligado a resolução de problemas numéricos na computação.

Os valores adotados como condições iniciais do sistema simulado foram: $V = 50$ L, $\mu_{MAX} = 0,5$ h⁻¹, $K_S = 0,25$ g/L, $Y_{XS} = 0,5$, $\alpha = 1,0$, $\beta = 0,5$ h⁻¹, $C_{XO} = 5,0$ g/L, $C_{SO} = 50,0$ g/L, $C_{PO} = 0,0$ g/L, $F = 25,0$ L/h, $C_{XF} = 1,0$ g/L, $C_{SF} = 10,0$ g/L, $C_{PF} = 0,0$ g/L, $a = 0,1$ e $g = 2,0$.

A variação, feita em F , C_{XF} , C_{SF} , a e g , foi de cinco vezes para mais e cinco vezes para menos, buscando a interferência de cada uma no desenvolvimento do sistema, em relação às concentrações de biomassa, substrato e produto, durante todo o tempo de fluxo contínuo, obtendo novos gráficos para comparação com o gerado no modelo inicial. Por etapa, foi modificada apenas uma variável, deixando as demais em seu estado inicial, para ter uma associação direta dessa variação com o novo comportamento do biorreator.

Foram utilizadas na modelagem dos perfis de concentrações de biomassa, substrato e produto, as equações 1, 2 e 3. O método numérico Runge-Kutta de 4ª ordem foi implementado no Scilab 5.2 para resolução das equações.

$$\frac{dC_X}{dt} = \left(\mu_{MAX} \frac{C_S}{K_S + C_S} - BD \right) C_X \quad \text{equação (1)}$$

$$\frac{dC_S}{dt} = D(C_{SF} - C_S) - \frac{1}{Y_{X/S}} \mu_{MAX} \frac{C_S}{K_S + C_S} C_X \quad \text{equação (2)}$$

$$\frac{dC_P}{dt} = D(C_{PF} - C_P) + \left[\alpha \left(\mu_{MAX} \frac{C_S}{K_S + C_S} \right) + \beta \right] C_X$$

equação (3)

As diferenciais de C_X , C_S e C_P com relação ao tempo indicam, respectivamente, as concentrações de biomassa, substrato e produto.

Todos os resultados foram expressos em forma de gráficos.

RESULTADOS

Com as condições iniciais, vê-se um momento crítico onde ocorre um pico das concentrações de biomassa e produto, e um valor mínimo de substrato, havendo depois desse momento diminuição leve dos valores de biomassa e produto. Devido ao modelo utilizado, o crescimento da biomassa é limitado pela concentração do substrato, limitando também a formação de produto (resultado do metabolismo do substrato pela biomassa). Por conta do fluxo contínuo do reator, há um rápido consumo do substrato, e o crescimento da biomassa diminui por conta do pouco tempo de detenção dos organismos nesse sistema. Pode-se observar esse desenvolvimento na figura 1.

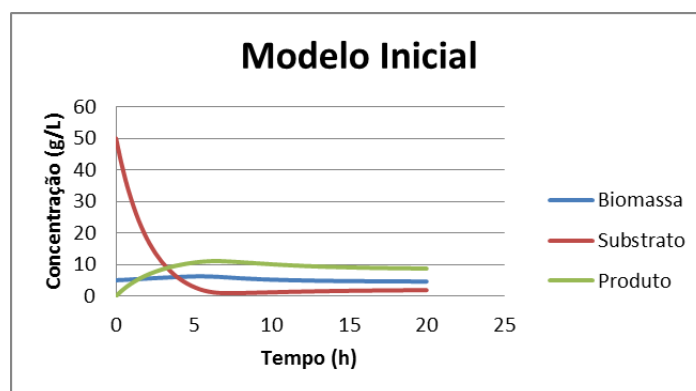


Figura 1 – Concentrações de Biomassa, Substrato e Produto, nas condições iniciais do reator.

Na figura 2, ocorre à variação da vazão contínua de entrada e saída do reator F , onde ao aumentá-lo estamos diminuindo o tempo de detenção de uma partícula no reator, o que leva praticamente a extinção da biomassa e concentração de produto, uma vez que um fluxo do reator muito grande retira mais indivíduos do que são produzidos, desta forma não consumindo quantidades consideráveis de substrato (que estabiliza na concentração de substrato que entra pelo fluxo contínuo do reator) e não gerando produto, estabilizando o reator mais rápido que no modelo inicial, fenômeno denominado de lavagem do reator. Ao diminuir o F , o tempo de detenção aumenta expressivamente, fazendo com que o reator se comporte analogamente a um reator em batelada, onde graças ao maior tempo em que as partículas passam no reator, o substrato é consumido totalmente e as concentrações de biomassa e produto aumentam consideravelmente, levando um tempo bem menor que no reator inicial para estabilizar.

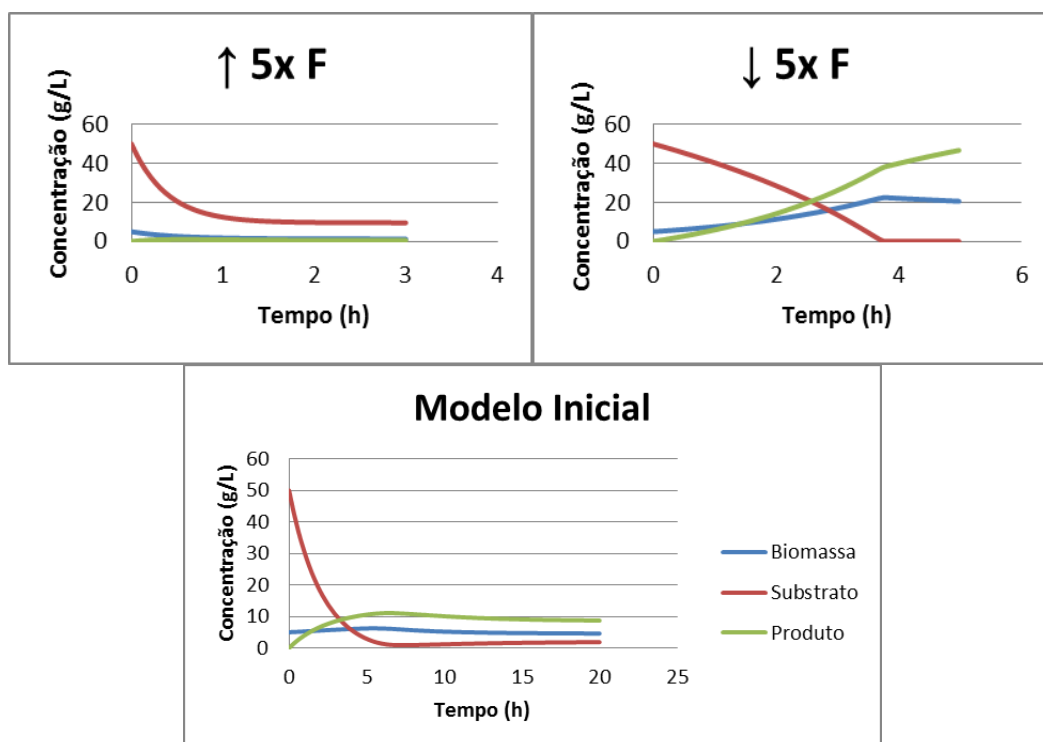


Figura 2 – Resultados das variações nos valores de F confrontados com os valores das condições iniciais.

A variação na biomassa que entra continuamente pelo afluente de entrada do reator C_{XF} não tem influência alguma sobre o reator, uma vez que sua componente não é incluída no balanço de massa do reator, já que é muito mais significativa a biomassa que retorna ao reator, graças a recuperação do fluxo de saída do reator, ver figura 3.

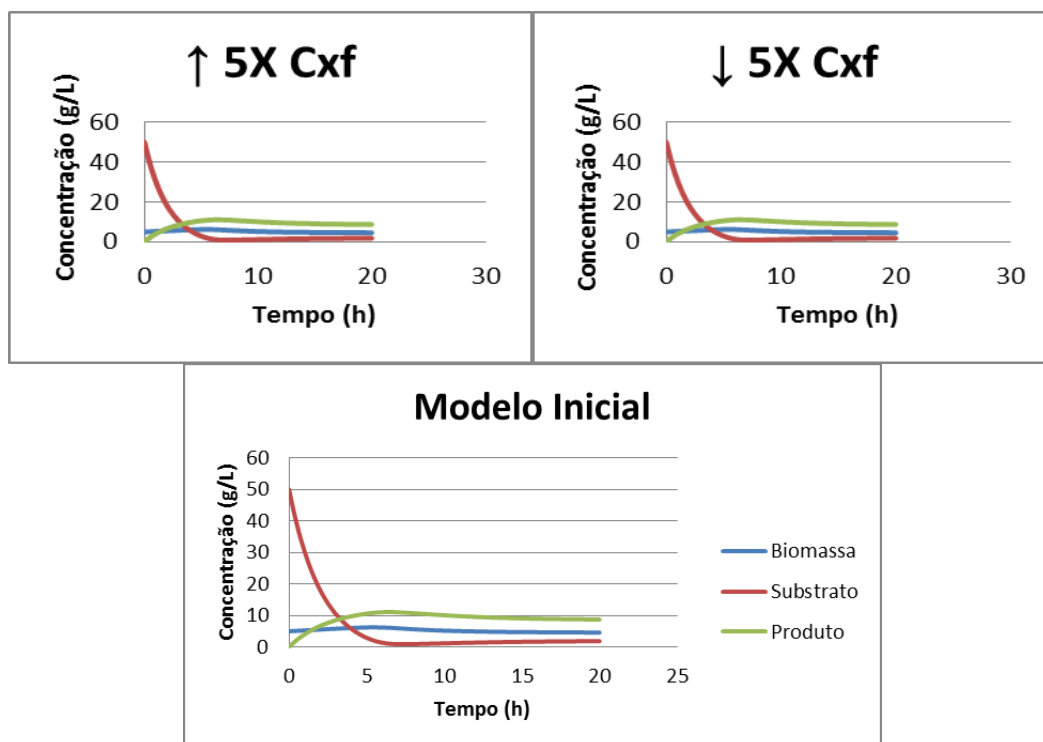


Figura 3 – Resultados das variações nos valores de C_{XF} confrontados com os valores das condições iniciais.

Ao aumentar o valor de substrato que entra no reator pelo fluxo contínuo C_{SF} , vê-se que o substrato vai sendo consumido lentamente, gerando um gráfico sinuoso de consumo de substrato e grande geração de biomassa e produto. Contudo, o substrato nunca é consumido totalmente e não há um momento crítico no reator, isso pode ser efeito da quantidade de substrato abundante juntamente com a biomassa que retorna ao reator, fazendo com que o reator equivalha a um reator em batelada. Quando se diminui o valor de substrato que entra no reator pelo fluxo contínuo, ele é totalmente consumido no momento crítico e sobe novamente superando as concentrações de biomassa e produto, que depois do momento crítico diminuem bastante. A estabilização do reator é mais demorada que no modelo inicial, isso ocorre porque depois de alcançado um determinado patamar de substrato, a biomassa não cresce mais e não gera mais produto, sendo boa parte de ambos carregados pelo fluxo contínuo do reator, diminuindo suas concentrações e aumentando a concentração de substrato que não é mais consumido rapidamente, como é mostrado na figura 4.

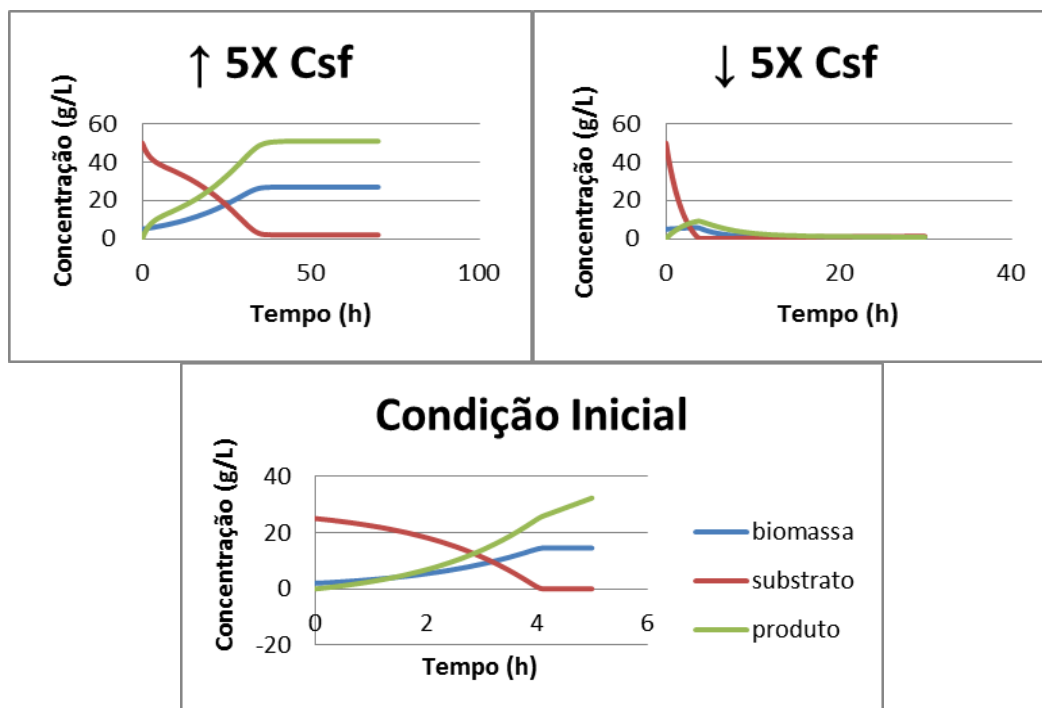


Figura 4 - Resultados das variações nos valores de C_{SF} confrontados com os valores das condições iniciais.

Vê-se, na figura 5, que ao adicionar um determinado valor de produto no reator C_{PF} estamos apenas acrescentando esse mesmo valor na concentração final de produto no reator, sem interferência nenhuma na produção de biomassa e consumo de substrato, ou tempo de estabilização, isso porque o modelo de Monod não prevê influência do produto no desenvolvimento da biomassa.

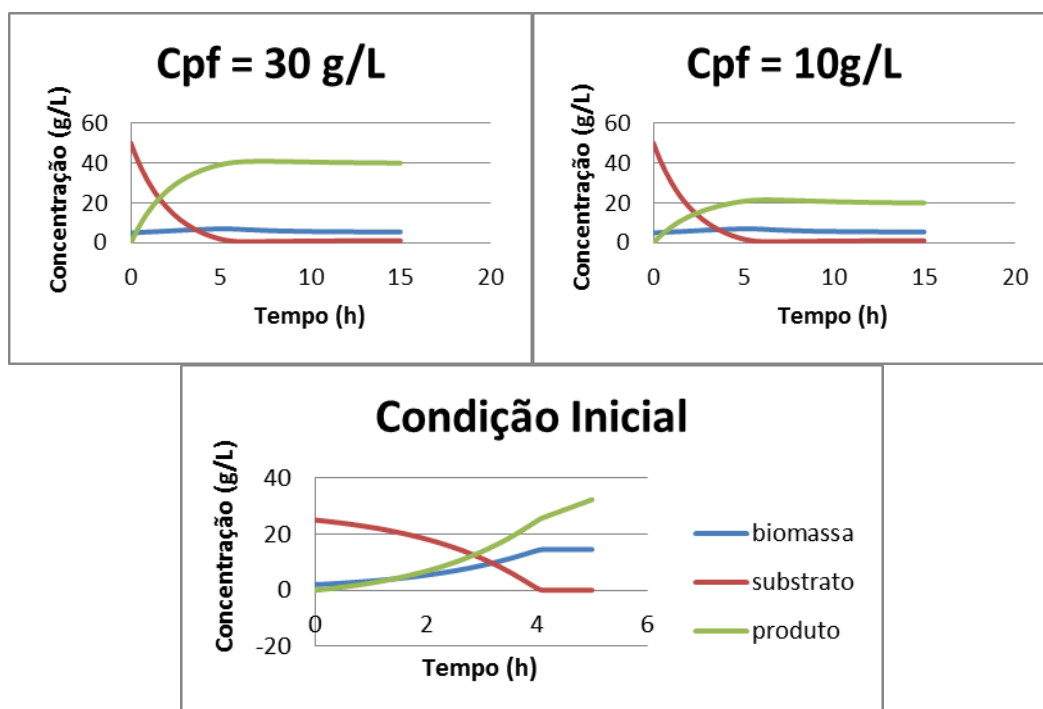


Figura 5 - Resultados das variações nos valores de C_{PF} confrontados com os valores das condições iniciais.

Podemos ver, na figura 6, que ao aumentar a porcentagem do fluxo na saída do reator que retorna a ele, maior será a concentração de biomassa e produto, e todo o substrato é consumido, esse fenômeno ocorre porque uma maior quantidade de biomassa retorna ao reator, se adensando e consumindo mais substrato, desta forma gerando mais produtos. Contudo, essa geração está muito acentuada, o que pode ser efeito do modelo utilizado, já que por esse modelo a formação de produto depende também da concentração de biomassa e mesmo tendo muita biomassa e pouco substrato, a concentração de produto continua a crescer. Ao diminuir o valor de “a”, diminuem-se também as concentrações de biomassa e produto e a de substrato aumenta, chegando a superar as demais, logo que menos indivíduos estarão no reator para consumir o substrato e gerar o produto.

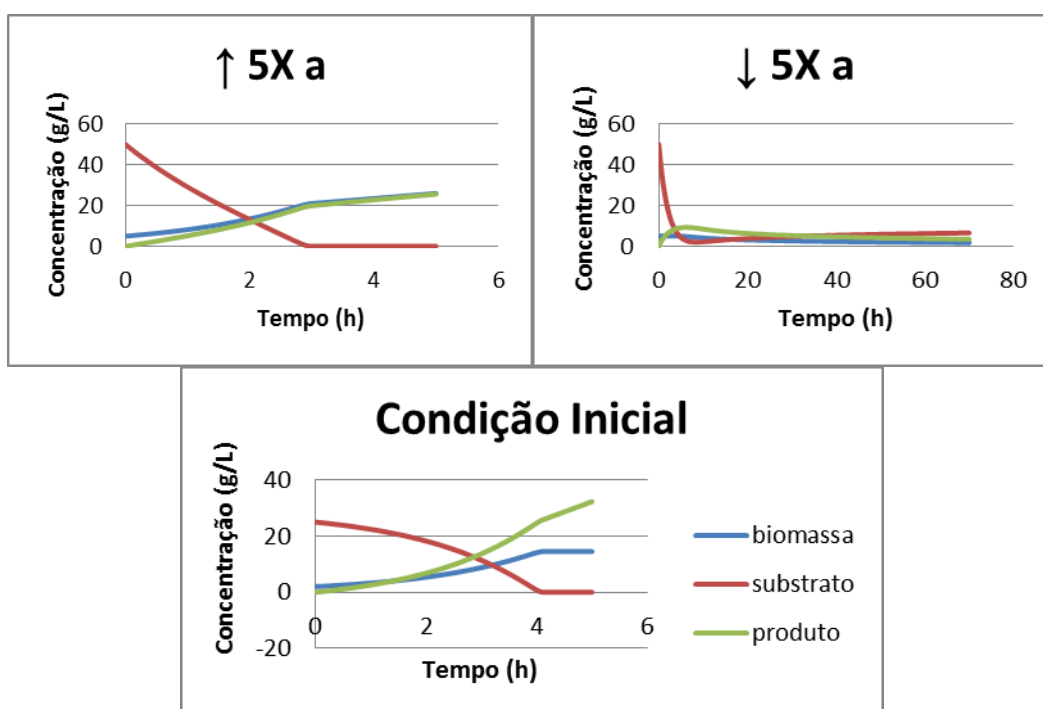


Figura 6 - Resultados das variações nos valores de a confrontados com os valores das condições iniciais.

Ao aumentar a taxa de concentração de biomassa no fluxo que retorna ao reator, vê-se que o reator se comporta da mesma maneira que quando se aumenta “a”, zerando mais rapidamente o substrato e aumentando a biomassa e produto indefinidamente, já que o modelo prevê apenas o adensamento da biomassa e do produto. Ao diminuir g é constatado que o valor estabilizado de biomassa e produto praticamente zero, e o substrato cessa na concentração de vazão de entrada do reator. Como esse tipo de reator depende fortemente da biomassa recuperada e se ela é bem pequena, basicamente não há funcionamento do reator, consultar a figura 7 para constatar o fenômeno.

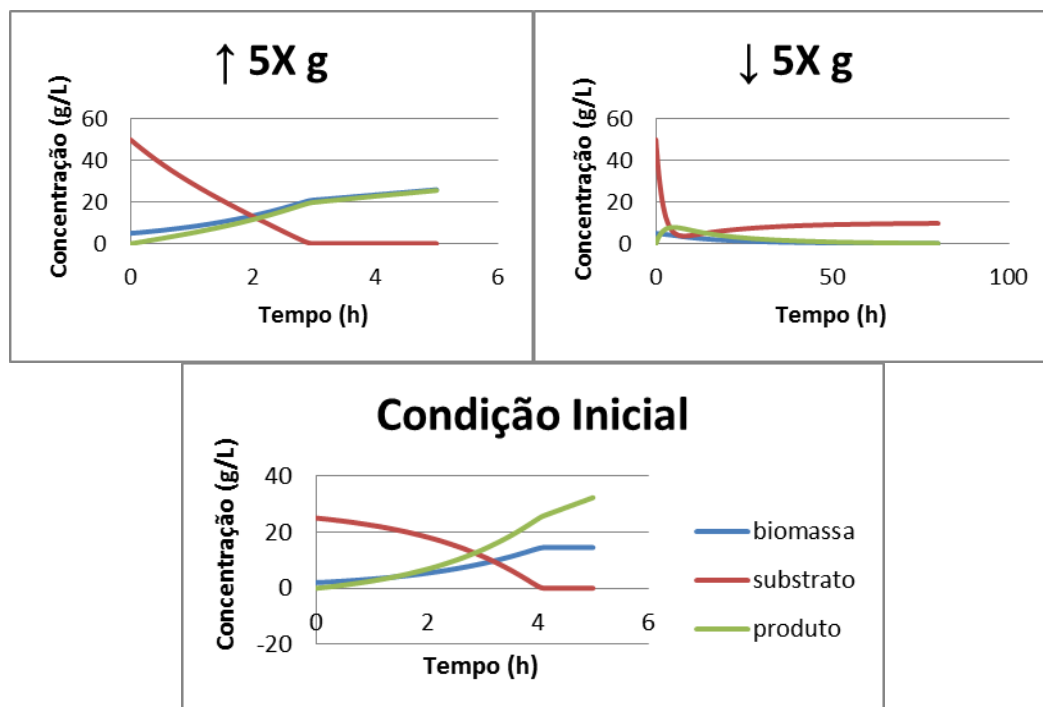


Figura 7 - Resultados das variações nos valores de g confrontados com os valores das condições iniciais.

CONCLUSÃO

O reator contínuo com reciclo de biomassa se comporta bem parecido com um reator contínuo sem o reciclo, diferindo basicamente em que a biomassa que realmente tem importância no desenvolvimento do reator é aquela recuperada no fluxo de saída do mesmo, e não a que entra no afluente contínuo ou a biomassa inicial.

Para efeito de consumo de substrato o aumento de “a” e “g”, foram os melhores resultados, pois consumiram o substrato totalmente com o menor tempo possível entre todas as análises feitas, já quanto o pior a diminuição de “g” é quem tem maior interferência, pois o substrato estabiliza na mesma concentração que entra e em um tempo muito grande de operação.

Quando se quer recuperar biomassa, as melhores situações foram quando aumentamos o substrato que entra no reator (C_{SF}), o fluxo que retorna ao reator (a) e a concentração da biomassa que retorna ao reator (g), onde o C_{SF} por haver mais alimento aos indivíduos aumenta a biomassa e os demais por recuperar mais indivíduos que são expelidos pelo reator. Todavia, as piores situações são observadas quando aumentamos o “F” e diminuimos “ C_{SF} ” e “g”, o “F” porque o fluxo alto expulsa mais indivíduos do que é formado, o “ C_{SF} ” por não ter alimento suficiente e o “g” por não recuperar indivíduos com eficiência.

Quanto a gerar produtos, o melhor caso é aumentando o substrato que entra no reator, enquanto que o pior caso é a diminuição do substrato que entra no reator, bem como do “g” e do aumento do “F”, pelos mesmos motivos que não diminuem a biomassa, diminuem o produto, já que, se não há microrganismos para metabolizar substratos, não há formação de produto.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. CASTILHO, José Eduardo. **Cálculo Numérico**. Minas Gerais: Universidade Federal de Uberlândia, Faculdade de Matemática, 2001.
2. VIEIRA, F.F.. **Modelagem Matemática em Sistemas Ambientais – Modelagem de Processos Biológicos**. Notas de Aula Fernando Fernandes Vieira. Paraíba: Universidade Estadual da Paraíba, Departamento de Engenharia Sanitária Ambiental, 2010.
3. VIEIRA, F.F.. **Modelagem Matemática em Sistemas Ambientais – unidade 1: Introdução**. Notas de Aula Fernando Fernandes Vieira. Paraíba: Universidade Estadual da Paraíba, Departamento de Engenharia Sanitária Ambiental, 2010.
4. RODRIGUES, J. A. D.; RATUSZNEI, S. M.; DAMASCENO, L. H. S.. **Análise de Processos Biológicos**. Programa de Pós-Graduação em Engenharia. Área de Concentração Hidráulica e Saneamento. São Carlos: 2006.