

# MODELAGEM DA FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA INDUSTRIAL CONTÍNUA COM MÚLTIPLOS REATORES

## MODELING OF INDUSTRIAL CONTINUOUS ALCOHOLIC FERMENTATION WITH MULTIPLE SERIES REACTORS

Mayara dos Santos Zanadi<sup>1</sup>; Esly Ferreira da Costa Junior<sup>2</sup>

1 Mestre em Engenharia Química. UFES.  
[mayarazanardi@outlook.com](mailto:mayarazanardi@outlook.com).

2 Doutor em Engenharia Química. UFRJ, 2003. Professor de  
Graduação e Pós-graduação em Engenharia Química da  
UFMG, Belo Horizonte. [esly@deq.ufmg.br](mailto:esly@deq.ufmg.br).

Recebido em: 26/04/2017 - Aprovado em: 07/06/2018 - Disponibilizado em: 15/06/2018

**RESUMO:** A modelagem nos permite prever o comportamento do processo e, posteriormente, propor melhorias, com o objetivo de obter o máximo rendimento do produto. No Brasil, o etanol é obtido, principalmente, a partir da fermentação da sacarose, presente na cana-de-açúcar. A fermentação ocorre em bioreatores e pode ser conduzida de forma contínua. Esse trabalho tem por objetivo desenvolver e simular modelos matemáticos para um processo de fermentação real, contínuo e com cinco reatores em série. Os dados experimentais foram obtidos em uma usina autônoma, localizada no município de Linhares-ES. A empresa utiliza como matéria-prima o caldo cana-de-açúcar e a levedura *Saccharomyces cerevisiae*. Os modelos matemáticos foram obtidos a partir da equação do balanço de massa para cada componente de interesse no reator. A integração numérica do sistema de EDOs é realizada pelo método de Runge-Kutta de 4ª ordem. O problema de otimização não linear, utilizado para encontrar os valores dos parâmetros cinéticos, é resolvido utilizando o método de otimização Simplex Nelder-Mead, implementado no software Matlab®. A concentração dos componentes no reator não foi constante, mesmo se tratando de um processo contínuo, porque o mesmo não opera no estado estacionário. Os modelos que consideraram a inibição por produto apresentaram um melhor desempenho em representar o processo de fermentação quando comparados aos modelos sem inibição.

**PALAVRAS-CHAVE:** Produção Industrial de Etanol. Dados Industriais. Estimação de Parâmetros.

**ABSTRACT:** The modeling allows us to predict the behavior of the process and then to propose improvements, with objective to obtain the maximum yield of the product. In Brazil ethanol is mainly obtained from the fermentation of sucrose, present in the sugarcane. Fermentation occurs in bioreactors and can be conducted continuously. This work has the objective to develop and to simulate mathematical models for a real continuous fermentation process, with five reactors in series. The experimental data were obtained in an autonomous plant, located in the Linhares-ES. The company uses as raw material sugarcane juice and *Saccharomyces cerevisiae* yeast. The mathematical models were obtained from the equation of mass balance for each component of interest in the reactor. The numerical integration of the ODE system is performed by the fourth-order Runge-Kutta method. The nonlinear optimization problem, used to find the kinetic parameter values, is solved using the Nelder-Mead Simplex optimization method implemented in Matlab® software. The concentration of the components in the reactor wasn't constant, even if it is a continuous process, because it doesn't operate at steady state. The models that considers the inhibition by product, presented a better performance, in representing the fermentation process, when compared with the models without inhibition.

**KEYWORDS:** Industrial Production of Alcohol. Industrial Data. Parameters Estimation.

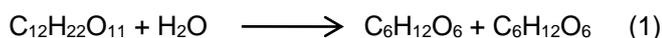
## 1 INTRODUÇÃO

O etanol é uma importante alternativa à gasolina. Esse combustível, produzido a partir de produtos agrícolas, é renovável, reduz as emissões de gases que causam o efeito estufa e, além disso, não contém as impurezas encontradas nos produtos derivados do petróleo (GOLDEMBERG; GUARDABASSI, 2009).

O marco inicial da utilização de etanol como combustível no Brasil foi no ano de 1927, entretanto, o ápice da produção foi a partir de 1975. Nesse ano, foi criado o Programa Nacional do Álcool (Proálcool), programa que visava a produção de etanol em larga escala (MUSSATTO *et al.*, 2010),

Atualmente, as 326 usinas no Brasil (MAPA, 2014) processam, anualmente, 630 milhões de toneladas de cana-de-açúcar para produzir 35,4 milhões de toneladas de açúcar, 28,5 milhões de m<sup>3</sup> de etanol e 32,300 GWh de energia elétrica e emprega cerca de 4,5 milhões de pessoas (RIVERA *et al.*, 2017).

O etanol é obtido, principalmente, a partir fermentação do caldo da cana-de-açúcar ou melaço (subproduto da produção de açúcar). A fermentação alcoólica é o processo de conversão da sacarose em etanol e dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), por ação de leveduras em condições de anaerobiose (Equações 1 e 2).



A fermentação ocorre em bioreatores e pode ser conduzido de forma descontínua, descontínuo alimentado e contínuo.

Na fermentação contínua, a alimentação e a retirada do produto da fermentação se processam de modo contínuo e na mesma vazão, sendo assim, o volume do reator mantido constante (CAVALHEIRO; MONTEIRO, 2013).

Há uma versatilidade quanto à forma de operação do processo contínuo, normalmente são utilizados 4 ou 5

reatores ligados em série. Além disso, existe a possibilidade de ter ou não reciclo da levedura (ANDRIETTA; ANDRIETTA; STUPIELLO, 2011). Esse sistema oferece uma série de vantagens em relação ao processo em batelada, entre elas, o reator possui um volume menor, maior produtividade e um menor custo de investimento e operação (MUSSATTO *et al.*, 2010).

A modelagem do processo fermentativo permite prever o rendimento da fermentação e visa propor alternativas para otimização do processo com o objetivo de reduzir os custos e propor melhorias nas etapas de produção (ALMQUIST *et al.*, 2014; HISS, 2001).

Distintos modelos cinéticos, para descrever a velocidade da reação, foram desenvolvidos (ZANARDI; CARVALHO; COSTA, 2016). O modelo cinético mais simples é o modelo Monod (Equação 3). Esse modelo não considera o efeito da inibição por produto e substrato, apenas considera a concentração de substrato como limitante (DUTTA, 2008).

$$\mu_x = \mu_{\max} \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (3)$$

em que  $\mu_x$  = velocidade específica de crescimento celular,  $\mu_{\max}$  = velocidade máxima de crescimento celular [h<sup>-1</sup>],  $K_s$  = constante de saturação [g.L<sup>-1</sup>].

Ocasionalmente o modelo Monod descreve adequadamente a cinética fermentativa, porém o metabolismo microbiano, frequentemente, é afetado pela concentração de produto e substrato resultando em inibição ao crescimento celular (THANGPROMPAN *et al.*, 2013).

Devido a esses fatores, outros modelos, abordando vários tipos de inibição, foram desenvolvidos. Alguns modelos e suas respectivas características estão apresentados na Tabela 1.

Tabela 1 - Modelos cinéticos disponíveis na literatura

Modelo	Característica	Referência	Equação
$\mu_x = \mu_{\max} \cdot \frac{S}{K_s + S + \frac{S^2}{K_i}}$	Substrato limitante e inibição pela concentração de produto	ANDREWS (1968)	(4)
$\mu_x = \mu_{\max} \cdot \left( \frac{S}{K_s + S + \frac{S^2}{K_i}} \right) \cdot \left( 1 - \frac{P}{P_{\max}} \right)$	Substrato limitante e inibição pela concentração de substrato e produto	GHOSE; TYAGI (1979)	(5)
$\mu_x = \mu_{\max} \cdot \left( \frac{S}{K_s + S} \right) \cdot \left( 1 - \frac{P}{P_{\max}} \right)^n$	Substrato limitante e inibição pela concentração de produto	LEVENSPIEL (1980)	(6)
$\mu_x = \mu_{\max} \cdot \left( \frac{S}{K_s + S + \frac{S^2}{K_i}} \right) \cdot \left( 1 - \frac{P}{P_{\max}} \right)^n$	Substrato limitante e inibição pela concentração de substrato e produto	TOSETTO (2002)	(7)

Fonte - Próprio autor.

na qual  $K_i$  = constante de inibição por substrato [g.L<sup>-1</sup>],  $P_{\max}$  = concentração máxima admissível de etanol no meio que cessa a fermentação [g.L<sup>-1</sup>].

Este trabalho tem por objetivo desenvolver e simular um modelo matemático para um processo de fermentação real, contínuo e com múltiplos reatores em série.

## 2 METODOLOGIA

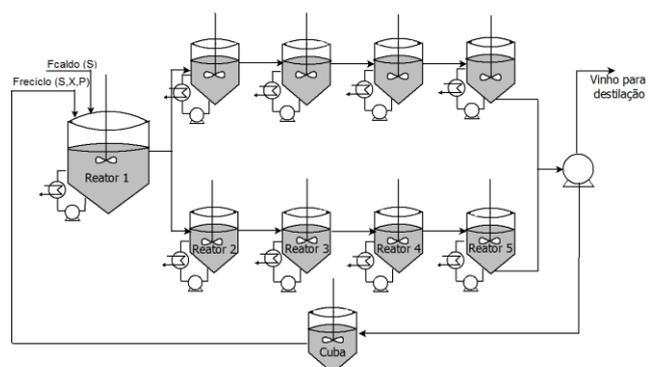
As informações e os dados experimentais para o desenvolvimento do trabalho foram obtidos em uma usina autônoma, localizada no município de Linhares-ES, no período de 23 a 26 de agosto de 2015. As análises foram realizadas pela própria empresa.

### 2.1 DESCRIÇÃO DO PROCESSO INDUSTRIAL

O processo de fermentação industrial modelado é composto por um reator maior e duas séries de quatro reatores menores, o esquema simplificado está representado na Figura 1. O primeiro reator recebe a

alimentação de substrato e fermento (células) e os reatores subsequentes são alimentados com o meio parcialmente fermentado, proveniente do reator anterior. A empresa utiliza como matéria-prima o caldo cana-de-açúcar e a levedura *Saccharomyces cerevisiae*.

Figura 1 - Representação do processo de fermentação industrial real



Fonte - Próprio autor.

Após o último reator, a mistura segue para as centrífugas, onde o vinho (mistura de água, etanol e produtos secundários) é separado do fermento. O vinho fica armazenado na dorna volante até ser

utilizado na destilaria, enquanto o fermento segue para as cubas onde será tratado para retornar ao processo (reciclo). No reciclo há em sua composição células (X), substrato (S) e traços de etanol (P).

O reator 1 possui um volume útil de 800 m<sup>3</sup> e os demais 200 m<sup>3</sup>. O volume útil da cuba é de 60 m<sup>3</sup>. A vazão média de alimentação de caldo e reciclo são, respectivamente, 160 e 40 m<sup>3</sup>/h. As análises laboratoriais da fermentação são realizadas a cada três horas pela empresa, foram no total 72 h de análises. As amostras são coletadas nos reatores 1, 2, 3, 4 e 5, na cuba e no caldo que alimenta o processo. Nessas amostras são realizados todos os testes experimentais, com exceção da análise da concentração de etanol, que é realizada apenas na amostra do reator 5 e na cuba.

## 2.2 DETERMINAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DOS COMPONENTES

- **Concentração de substrato (S)**

A concentração de substrato foi obtida em °Brix, que representa a massa de sólidos solúveis (g) em 100 g de amostra. Neste trabalho foi considerado que todos os sólidos solúveis presentes amostra são compostos açucarados (sacarose, frutose e glicose).

O °Brix do caldo foi determinado no refratômetro digital e o °Brix no meio fermentado foi determinado com o auxílio de um Areômetro. A concentração de substrato em g.L<sup>-1</sup> foi determinada com o auxílio de um manual técnico (SILVA *et al.*, 2003), que relaciona o °Brix com a densidade da amostra.

- **Concentração de células (X)**

Na empresa é analisada a porcentagem de células úmidas (quantidade de células em 10 mL de amostra). Foi retirada uma alíquota de 10 mL de cada amostra e transferida para um tubo de ensaio graduado, previamente pesado. A amostra foi centrifugada

durante 10 min. a 3000 rpm. Após a centrifugação o sobrenadante foi eliminado e o material precipitado foi pesado, a concentração em massa úmida de células foi determinada pela Equação 8.

$$X(\text{g.L}^{-1}) = \frac{\text{Peso tubo cheio} - \text{Peso tubo vazio}}{10} * 1000 \quad (8)$$

- **Concentração de etanol (P)**

A determinação da concentração de etanol é realizada no ebuliômetro. Esse equipamento é utilizado para determinar a concentração de etanol em soluções mistas etanol-água, por meio da diferença entre as temperaturas de ebulição da água pura e da amostra. A unidade de medida é °GL (1 mL de etanol/100 mL mistura). Para determinar a concentração de etanol em g.L<sup>-1</sup> a medida em °GL foi transformado em °INPN (1 g etanol/ 100 g mistura) com auxílio de um manual técnico (SILVA *et al.*, 2003) e depois a concentração é calculada pela Equação 9.

$$P(\text{g.L}^{-1}) = \eta_{\text{INPN}} \left( \frac{g_{\text{etanol}}}{100g_{\text{amostra}}} \right) * \rho_{\text{amostra}} (\text{g.mL}^{-1}) * \frac{1000 (\text{mL})}{1 (\text{L})} \quad (9)$$

em que  $\rho_{\text{amostra}}$  = densidade da amostra, disponível em SILVA *et al.* (2003).

A análise da concentração de etanol foi realizada na usina apenas no reator 5 e na cuba.

## 2.3 DESENVOLVIMENTO DOS MODELOS MATEMÁTICOS

Os modelos matemáticos foram obtidos a partir da equação do balanço de massa para cada componente de interesse no reator: concentração de células (X), concentração de etanol (P) e concentração de substrato (S).

A alimentação em um reator (i) é proveniente do reator anterior (i-1), conforme ilustrado na Figura 1. O modelo para cada componente no reator é apresentado nas Equações 10, 11 e 12.

Balço de massa para as células:

$$\frac{d(X_i \cdot V_i)}{dt} = F_{i-1} \cdot X_{i-1} - F_i \cdot X_i + r_x \cdot V_i \quad (10)$$

Balço de massa para o substrato:

$$\frac{d(S_i \cdot V_i)}{dt} = F_{i-1} \cdot S_{i-1} - F_i \cdot S_i - r_s \cdot V_i \quad (11)$$

Balço de massa para o produto:

$$\frac{d(P_i \cdot V_i)}{dt} = F_{i-1} \cdot P_{i-1} - F_i \cdot P_i + r_p \cdot V_i \quad (12)$$

nas quais  $F$  = vazão volumétrica [ $L \cdot h^{-1}$ ],  $V$  = volume útil do reator [ $L$ ],  $r$  = taxa de formação do componente devido à reação [ $g \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$ ].

Os valores das taxas de reação ( $r$ ) podem ser relacionados entre si (HISS, 2001), Equação 13.

$$r_x = X \cdot \mu_x = r_s \cdot Y_{X/S} = r_p \cdot \frac{Y_{X/S}}{Y_{P/S}} \quad (13)$$

em que  $Y_{p/s}$  = fator de conversão de substrato em produto (rendimento da reação),  $Y_{x/s}$  = fator de conversão de substrato em células.

Considerando-se os fatores de conversão apresentados na Equação 13, têm-se os balanços dinâmicos para os componentes da fermentação, apresentados nas equações 14, 15 e 16.

$$\frac{dX_i}{dt} = \left(\frac{F_{i-1}}{V_i}\right) \cdot X_{i-1} - \left(\frac{F_i}{V_i}\right) \cdot X_i + X_i \cdot \mu_x \quad (14)$$

$$\frac{dS_i}{dt} = \left(\frac{F_{i-1}}{V_i}\right) \cdot S_{i-1} - \left(\frac{F_i}{V_i}\right) \cdot S_i - \frac{1}{Y_{X/S}} \cdot X_i \cdot \mu_x \quad (15)$$

$$\frac{dP_i}{dt} = \left(\frac{F_{i-1}}{V_i}\right) \cdot P_{i-1} - \left(\frac{F_i}{V_i}\right) \cdot P_i + \frac{Y_{P/S}}{Y_{X/S}} \cdot X_i \cdot \mu_x \quad (16)$$

O índice  $i$  representa cada um dos reatores (1 a 5), portanto o sistema de EDOs (Equações Diferenciais Ordinárias) possui no total quinze equações diferenciais. Para o reator 1, o índice  $i-1$  representa os valores da alimentação do processo. Os valores das concentrações de cada componente foram

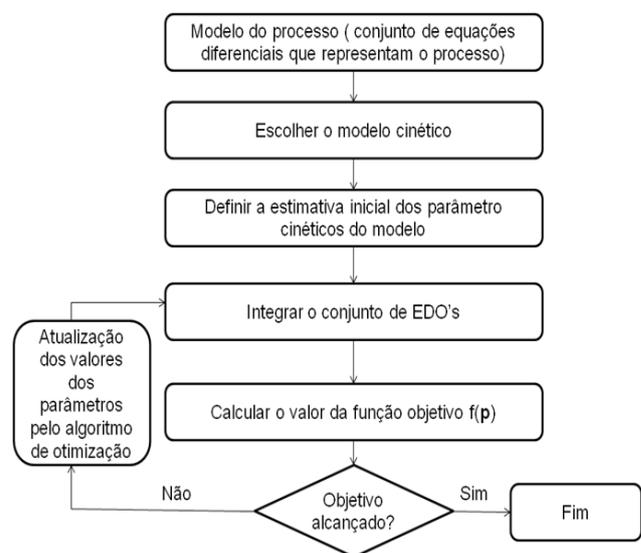
encontrados a partir dos balanços de massa por componente na mistura de caldo e reciclo que na alimentação do processo. No caldo há apenas substrato, enquanto no reciclo há a presença de produto, substrato e células.

O termo  $Y_{p/s}$  foi obtido a partir da média do rendimento das análises. O termo  $\mu_x$  é substituído pelo modelo cinético de interesse. Foram estudados cinco modelos cinéticos, são eles: Monod (Equação 3), Andrew (Equação 4), Levenspiel (Equação 5), Ghose e Tyagi (Equação 6) e Tosetto (Equação 7).

## 2.4 ESTIMAÇÃO DOS PARÂMETROS CINÉTICOS

Na Figura 2 está apresentado o esquema simplificado da metodologia para a estimação dos parâmetros cinéticos.

Figura 2- Metodologia simplificada para a estimação dos parâmetros



Fonte - Próprio autor.

A estimação dos parâmetros, dos modelos cinéticos, consiste em resolver um problema de otimização com o objetivo de encontrar o conjunto de variáveis que minimiza o desvio entre os resultados simulados e os valores experimentais (SCHWAAB; PINTO, 2007).

Após definir o modelo do processo e escolher o modelo cinético, foi criado um algoritmo de otimização para a estimação dos parâmetros dos modelos. O programa integra o sistema de equações diferenciais (Equação 14 a Equação 16) e calcula o valor de uma função objetivo até encontrar o conjunto de parâmetros que minimiza o desvio entre os resultados simulados e os valores experimentais.

A função objetivo  $f(\mathbf{p})$  a ser minimizada para o sistema é o somatório dos quadrados dos resíduos (diferença entre o valor simulado e experimental) da concentração de substrato, conforme a Equação 17.

$$f(\mathbf{p}) = \sum_{i=1}^n (S_{ei} - S_s(\mathbf{p})_i)^2 \quad (17)$$

na qual:  $S_{ei}$  = valor experimental de  $S$  no tempo  $t_i$  experimental),  $\mathbf{p}$  = vetor que contém as variáveis do problema de otimização, ou seja, cada um dos parâmetros do modelo cinético considerado,  $S_s(\mathbf{p})$  = valor simulado de  $S$  no tempo  $t_i$  obtido a partir da integração do sistema de EDOs (Equação 14 a 16), a integração numérica do sistema é realizada pelo método de *Runge-Kutta* de 4ª ordem.

A concentração dos componentes na alimentação do processo variou com o tempo e para resolver esse impasse foram criadas algumas condicionais dentro do algoritmo de integração para representar essa variação.

As análises foram realizadas a cada três horas e para cada tempo tem-se uma concentração diferente de célula ( $X_i$ ), substrato ( $S_i$ ) e produto ( $P_i$ ) na alimentação do processo. Foi considerado que a concentração de um componente na alimentação em um tempo  $t$  é válido do tempo  $t-1,5h$  até  $t+1,5h$ . Para cada intervalo de tempo é realizada a integração do sistema de 15 EDOs com uma concentração na alimentação e condição inicial ( $y_0$ ) diferente.

Para cada integração é necessária uma condição inicial da concentração dos componentes. No tempo

inicial ( $t=0$ ) não há medida da concentração de etanol em todos os reatores; a condição inicial da concentração de etanol foi obtida através de uma interpolação linear com base na concentração de substrato em cada reator (Equação 18).

$$P_i = P_e + \frac{P_{saída} - P_{entrada}}{S_{saída} - S_{entrada}} \cdot (S_i - S_{entrada}) \quad (18)$$

na qual o índice  $i$  = número do reator de interesse.

Nos próximos tempos de integração a condição inicial é a concentração da saída da integração anterior. Dentre as 72 h de análises, em alguns momentos a análise em algum ponto do processo não foi realizada. Assim, foram escolhidos os primeiros 17 dados experimentais para a simulação, pois as análises foram realizadas quase de forma interrupta nesse período.

Portanto, para cada *loop* da otimização (cálculo da função objetivo) o programa integra 17 vezes o sistema de 15 EDOs, devido às condicionais inseridas no programa para representar as alterações na composição da alimentação. O número de 17 integrações foi fixo, pois representa o número de medições experimentais.

O problema de otimização não linear é resolvido utilizando o método de otimização *Simplex Nelder-Mead*, implementado no software Matlab®

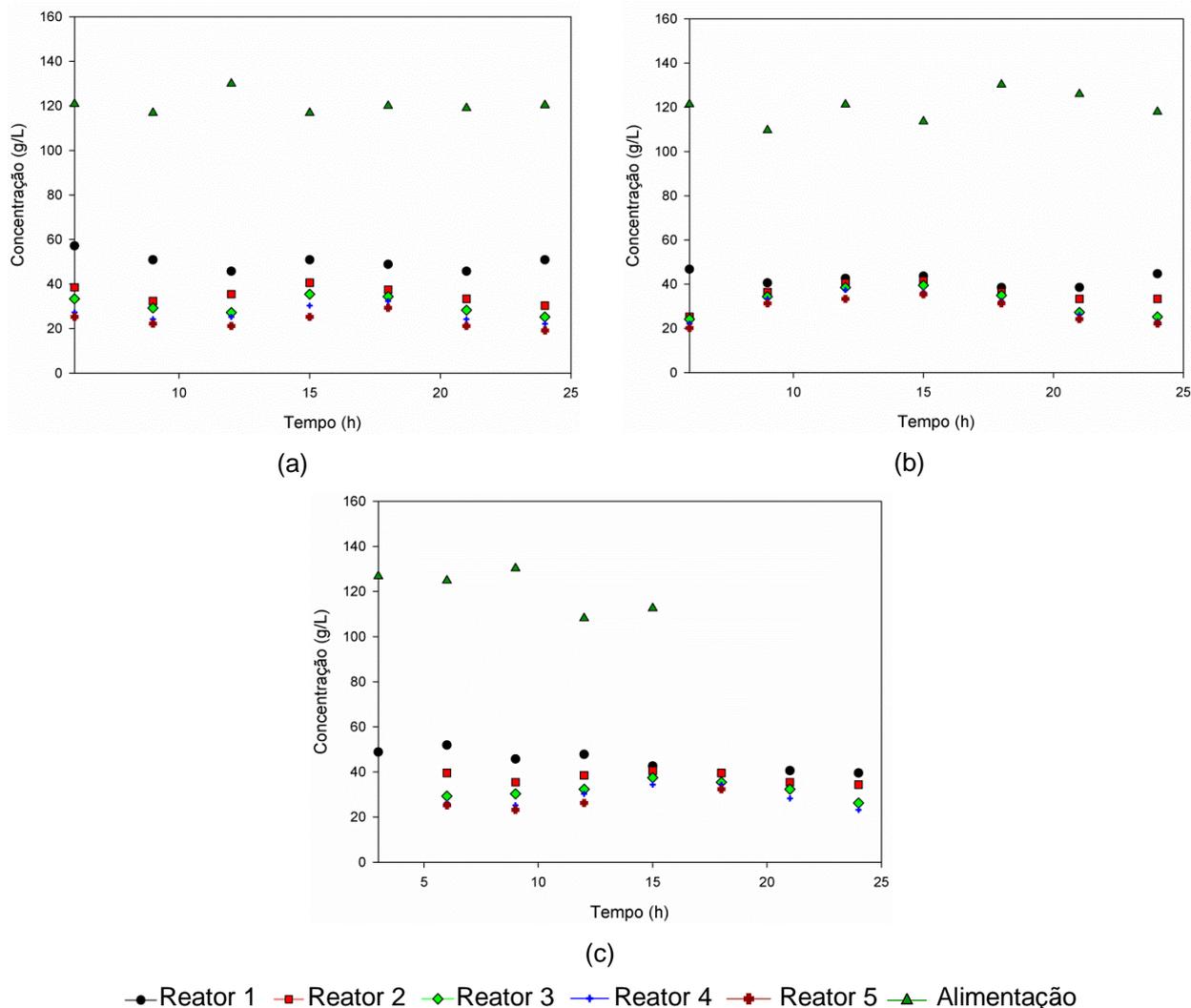
### 3 RESULTADO E DISCUSSÃO

#### 3.1 DETERMINAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DOS COMPONENTES

##### a) Concentração de substrato

A concentração de substrato diminuiu a cada reator, como esperado. Observa-se na Figura 3 que há um elevado consumo de substrato já no primeiro reator, nos reatores subsequentes o consumo foi menos acentuado.

Figura 3 - Concentração de substrato dia (a) 23, (b) 24 e (c) 25



Fonte - Próprio autor.

A concentração de substrato no reator não foi constante, mesmo se tratando de um sistema contínuo o sistema não opera no estado estacionário. Observa-se na Figura 3 que o valor da concentração de substrato na alimentação do reator varia, sendo assim justificado o comportamento oscilatório em todos os reatores.

É normal uma variação na composição do caldo, pois a composição cana-de-açúcar pode variar dependendo da variedade da cana, do período de colheita, da maturidade da cana, do método de colheita (manual ou mecânico), da contaminação da

carga microbiana ou mesmo das condições climáticas durante o crescimento (ANDRIETTA; ANDRIETTA; STUPIELLO, 2011; ROLZ; LEÓN, 2011).

#### b) Concentração de células

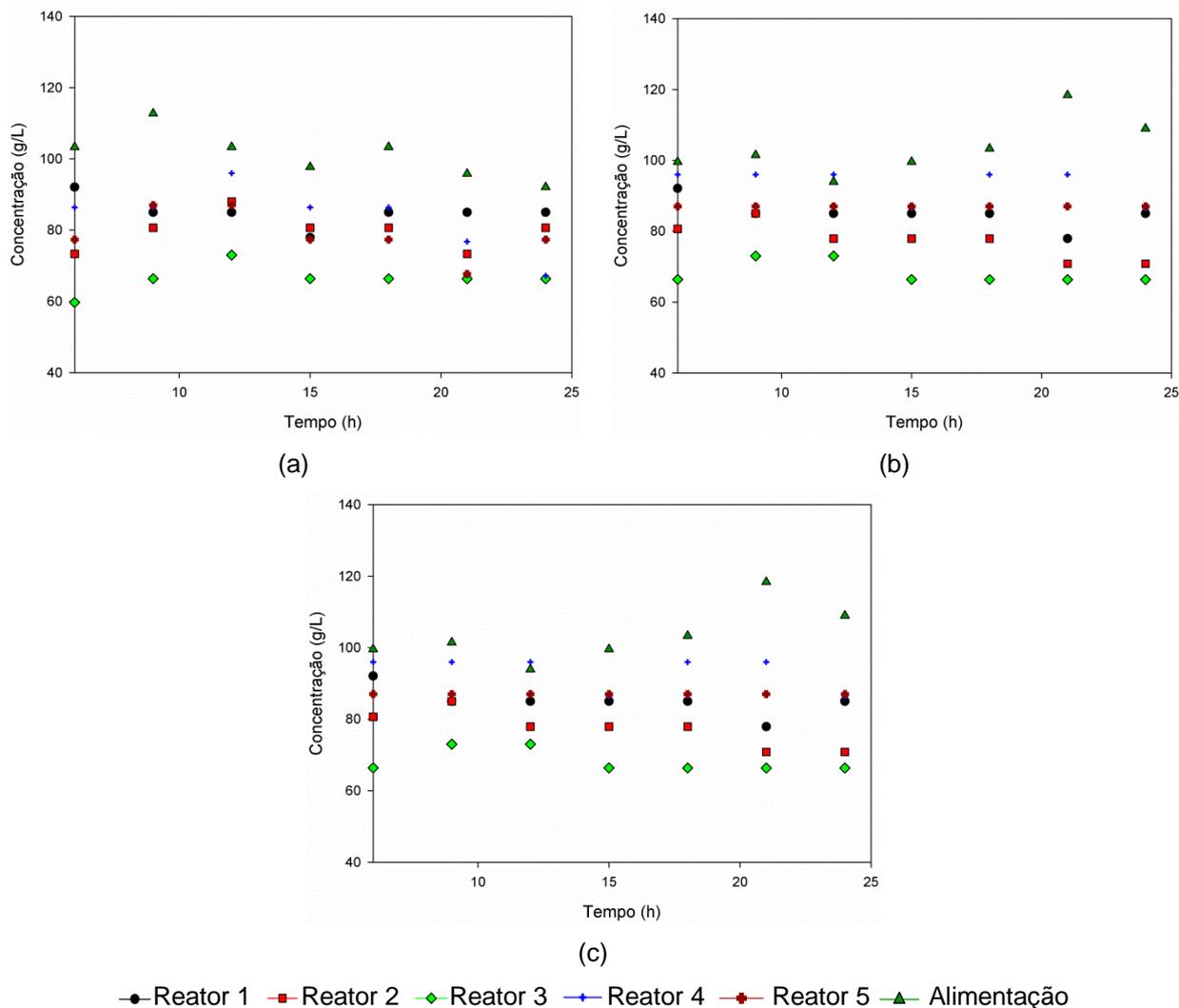
A concentração de células também não obteve um comportamento estacionário durante o tempo de acompanhamento (Figura 4). De acordo com os modelos na literatura e a revisão bibliográfica realizada esperava-se um suave comportamento

crescente ao longo dos reatores, porém este comportamento não ocorreu.

O comportamento provavelmente foi afetado devido à oscilação na concentração de células na alimentação

do primeiro reator. Durante os experimentos, todo sólido precipitado foi considerado como células. Essa consideração também pode ter afetado o resultado, pois nesse sólido precipitado poderiam conter impurezas sólidas que decantaram junto às células.

Figura 4 - Concentração de células no dia (a) 23, (b) 24 e (c) 25



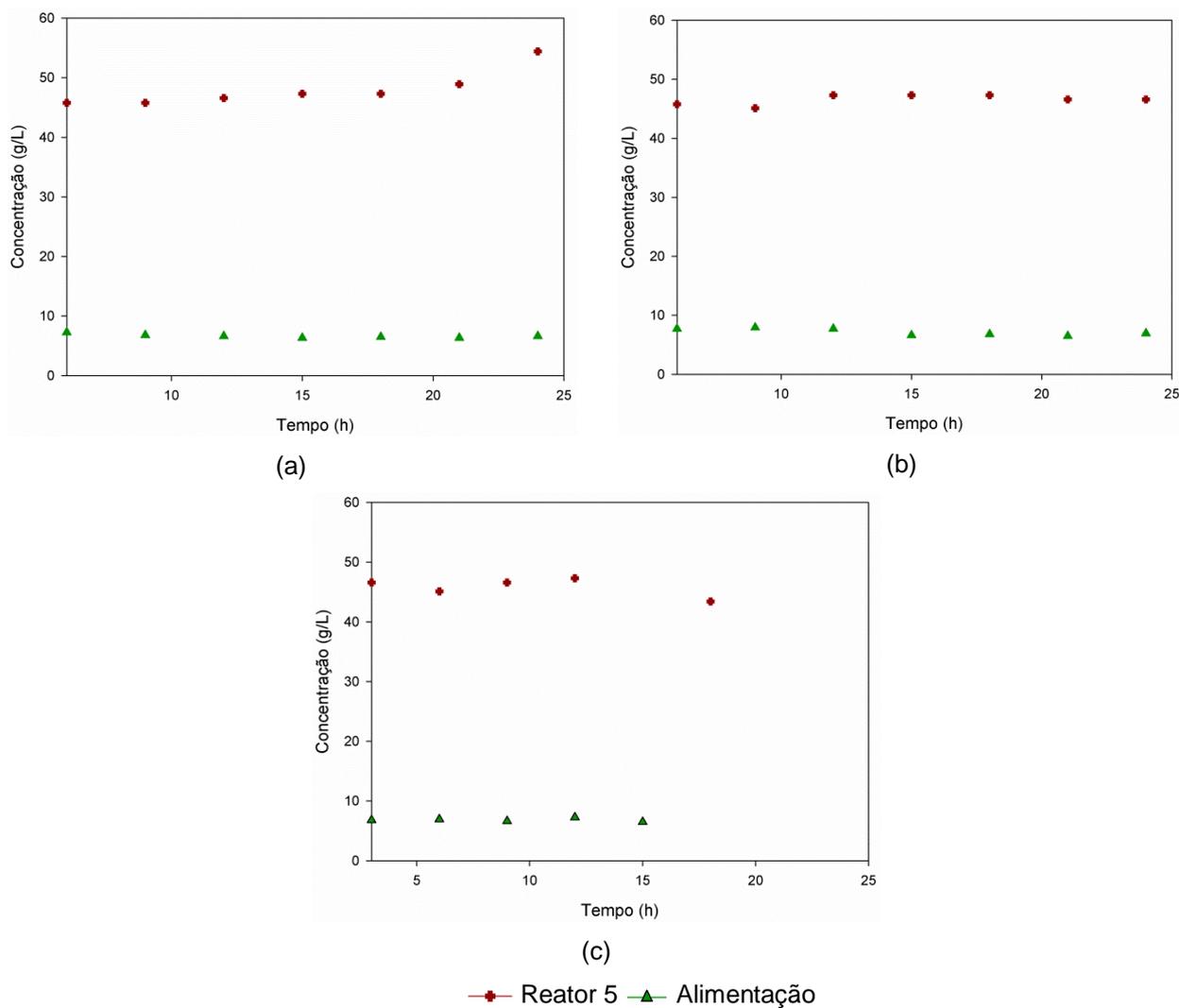
Fonte - Próprio autor.

### c) Concentração de etanol

O teor alcoólico médio do produto final foi de 5,9 °GL. A concentração de etanol variou pouco na alimentação e na saída do processo (Figura 5), mesmo ocorrendo a variação de substrato na alimentação do processo.

O fato da concentração de etanol não variar significativamente com o aumento da concentração de substrato pode indicar que a concentração de etanol obtida já está próxima do limite a partir do qual tem-se a inibição do produto.

Figura 5 - Concentração de etanol dia (a) 23, (b) 24 e (c) 25



Fonte - Próprio autor.

### 3.2 ESTIMAÇÃO DOS PARÂMETROS CINÉTICOS

Para a estimação foram utilizados os valores das análises das primeiras 54 horas. Na Tabela 2 está apresentado o resultado da estimação. Observa-se que os valores dos parâmetros em comum entre os modelos foram diferentes para cada modelo cinético, mesmo se tratando do mesmo conjunto de dados experimentais.

Analisando o valor da função objetivo ( $f(\mathbf{p})$ ), observa-se que os modelos Monod (1949) e Andrew (1968) apresentaram um valor de  $f(\mathbf{p})$  muito elevado quando comparado aos outros modelos. Os outros modelos, que apresentam inibição por produto, obtiveram o valor da função objetivo próximos.

Tabela 2 - Resultado da estimação dos parâmetros para o processo contínuo

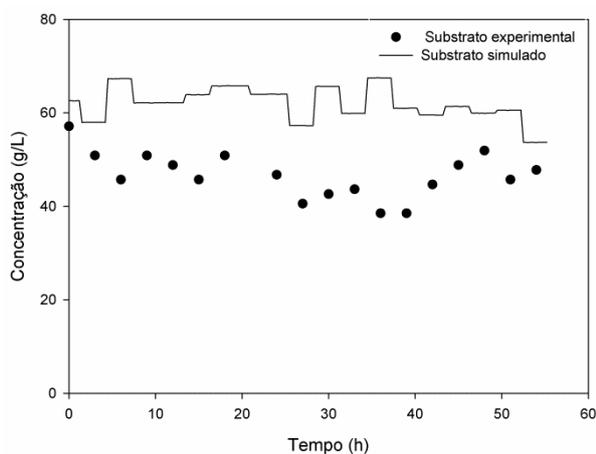
	Modelo				
	Monod (1949)	Andrews (1968)	Levenspiel (1980)	Ghose e Tyagi (1979)	Tosetto (2002)
$\mu_{\max}$ ( $h^{-1}$ )	0,28	0,19	1,09	0,75	1,08
$K_s$ ( $g.L^{-1}$ )	4830,61	3312,61	1156,86	2022,92	1231,83
$K_i$ ( $g.L^{-1}$ )	-	96,64	-	25,87	17,56
$P_{\max}$ ( $g.L^{-1}$ )	-	-	53,16	49,42	51,57
n	-	-	1,88	-	1,65
f(p)	11679,11	11846,91	4354,71	4559,51	4556,04

Fonte - Próprio autor.

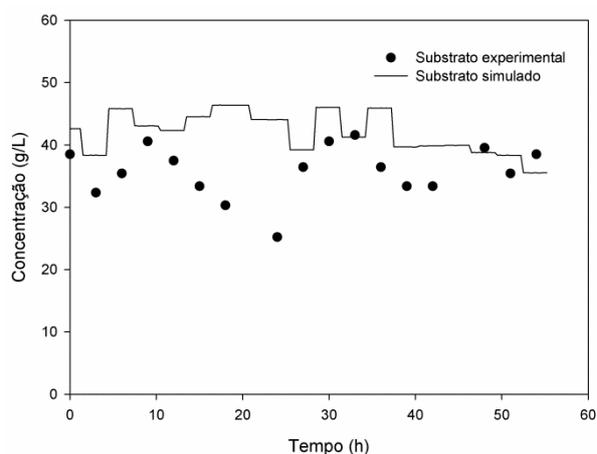
Nas Figuras 6 a 10 estão apresentados os resultados das simulações dos modelos com os parâmetros estimados.

Figura 6 - Simulação do processo contínuo utilizando o modelo Monod (1949)

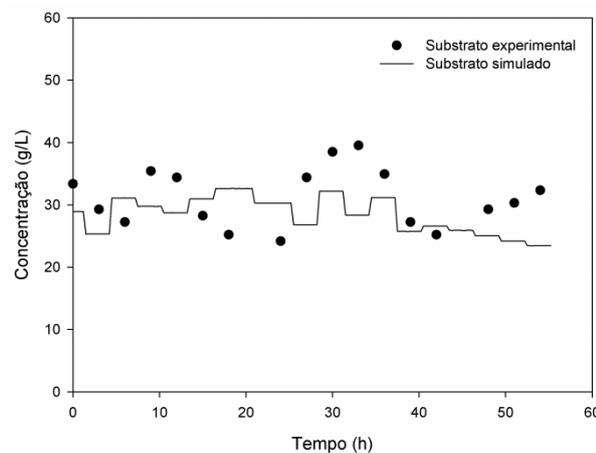
(a) reator 1 (b) reator 2 (c) reator 3 (d) reator 4 e (e) reator 5



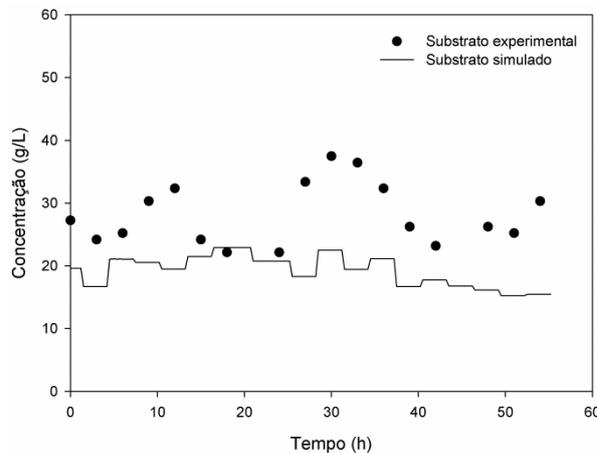
(a)



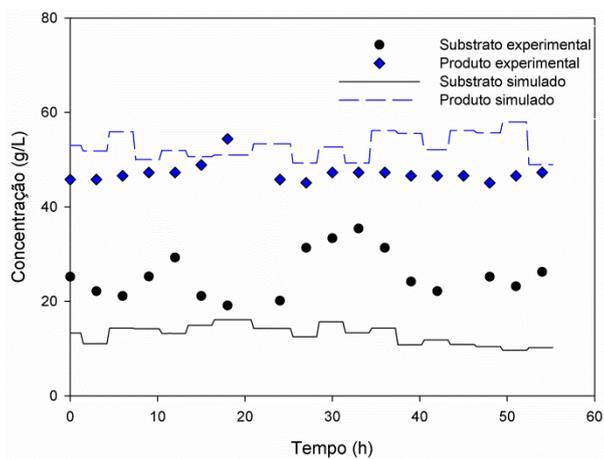
(b)



(c)



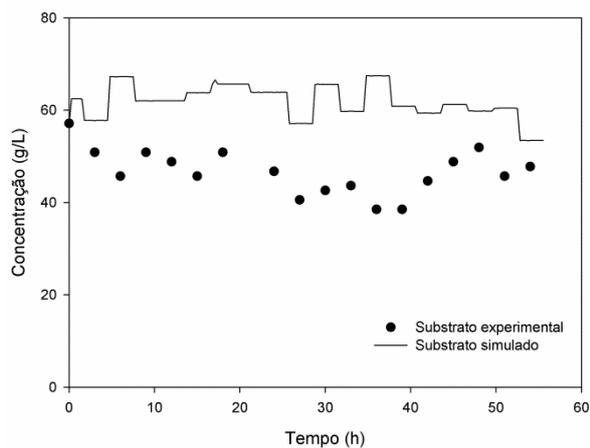
(d)



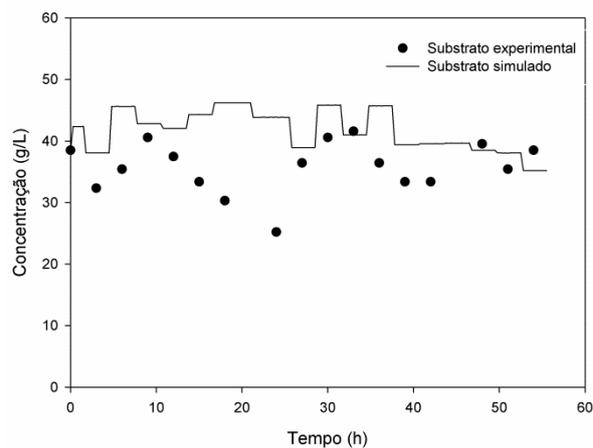
(e)

Fonte - Próprio autor.

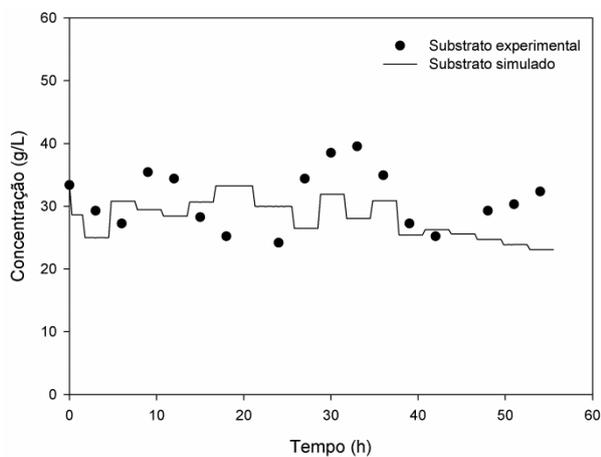
Figura 7 - Simulação do processo contínuo utilizando o modelo Andrew (1968)  
(a) reator 1 (b) reator 2 (c) reator 3 (d) reator 4 e (e) reator 5



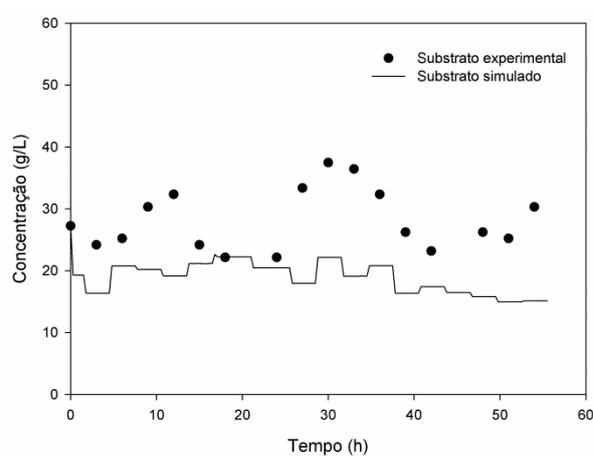
(a)



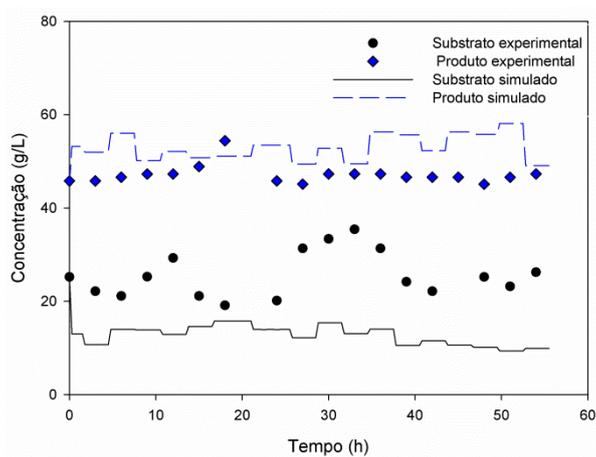
(b)



(c)



(d)

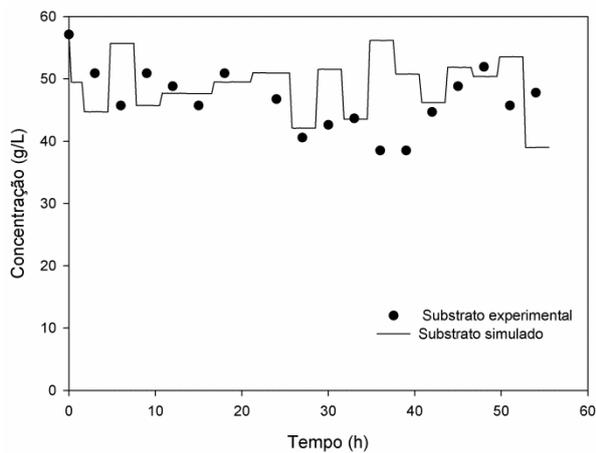


(e)

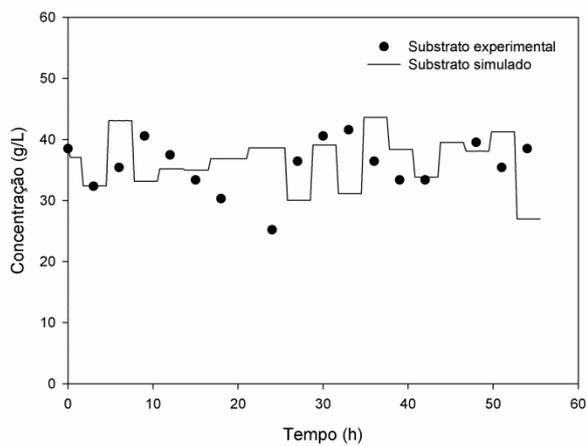
Fonte - Próprio autor.

Figura 8 - Simulação do processo contínuo utilizando o modelo Levenspiel (1980)

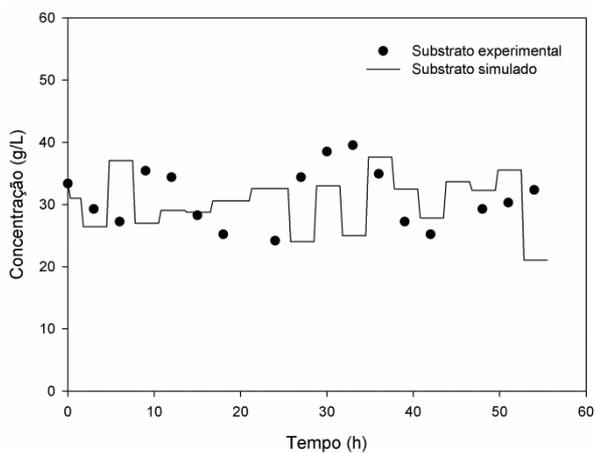
(a) reator 1 (b) reator 2 (c) reator 3 (d) reator 4 e (e) reator 5



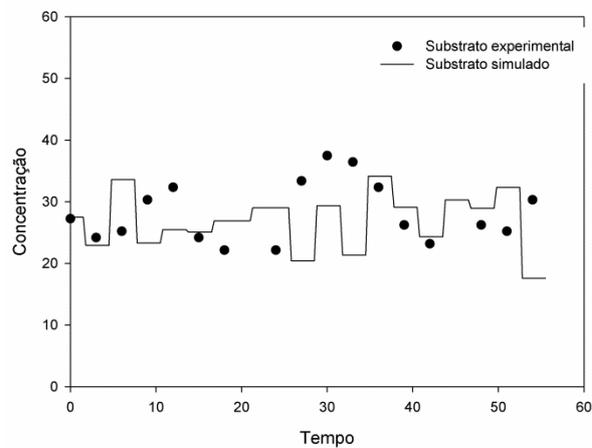
(a)



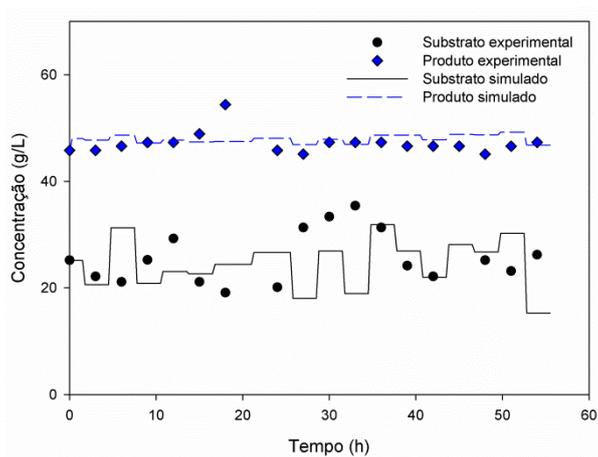
(b)



(c)



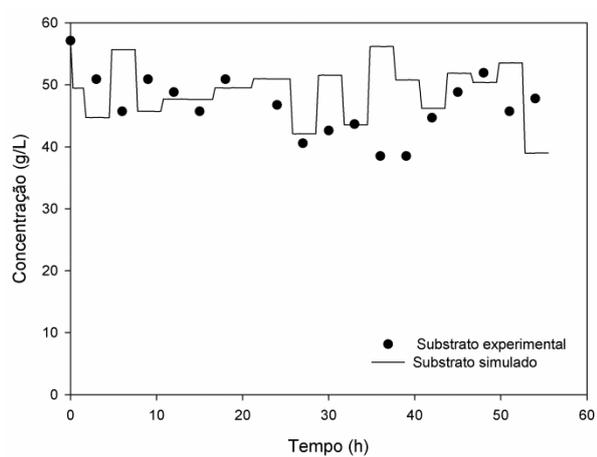
(d)



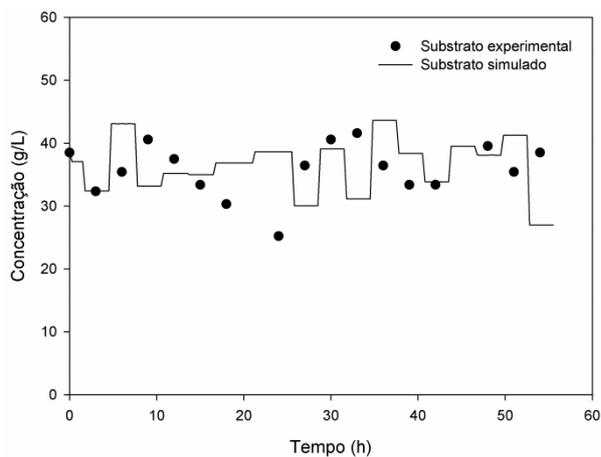
(e)

Fonte - Próprio autor.

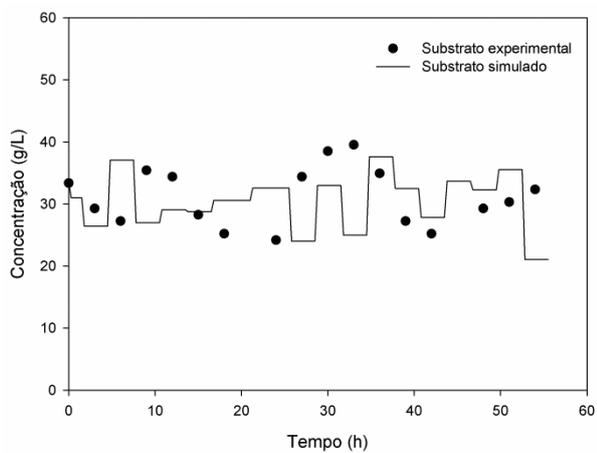
Figura 9 - Simulação do processo contínuo utilizando o modelo Ghose e Tyagi (1979)  
(a) reator 1 (b) reator 2 (c) reator 3 (d) reator 4 e (e) reator 5



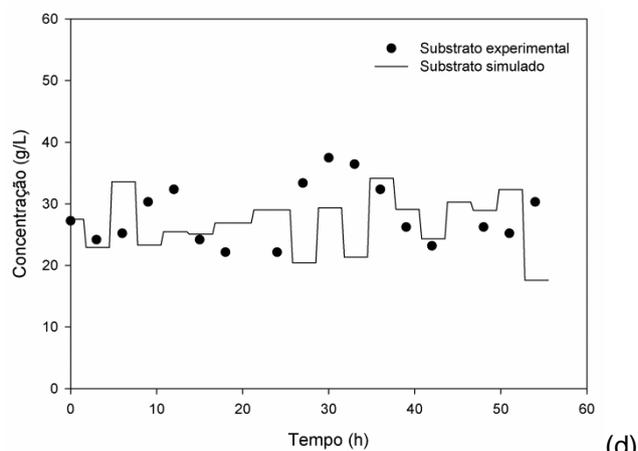
(a)



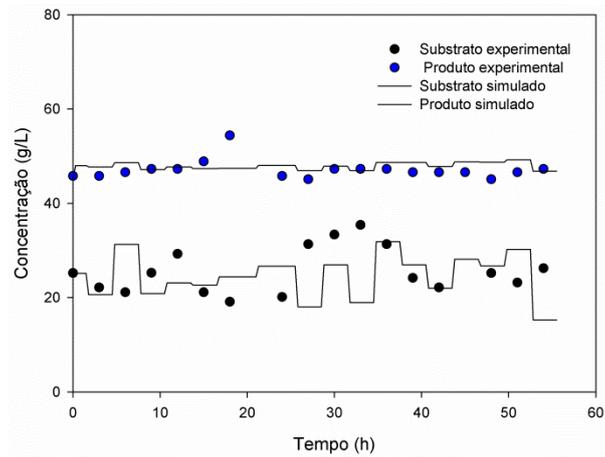
(b)



(c)



(d)

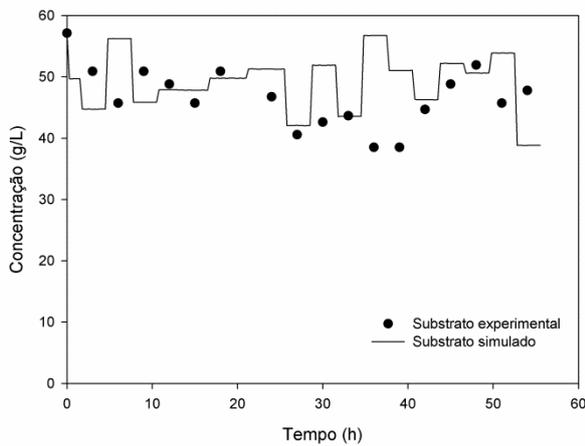


(e)

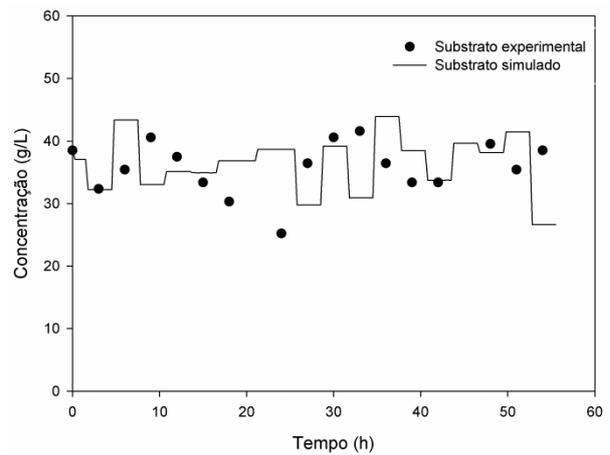
Fonte - Próprio autor.

Figura 10 - Simulação do processo contínuo utilizando o modelo Tosetto (2002)

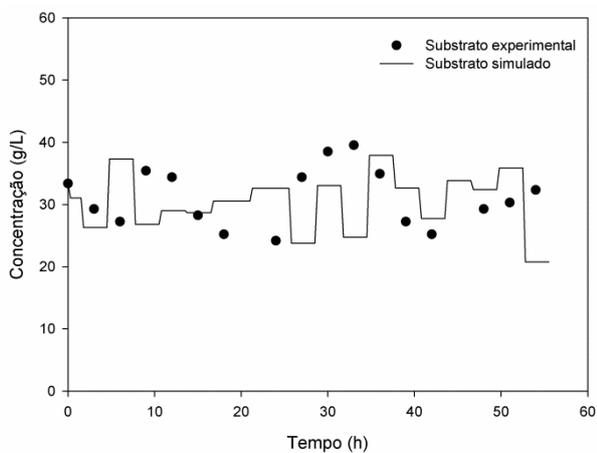
(a) reator 1 (b) reator 2 (c) reator 3 (d) reator 4 e (e) reator 5



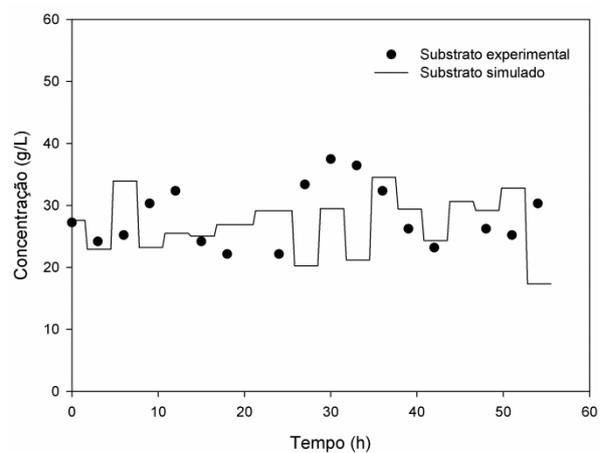
(a)



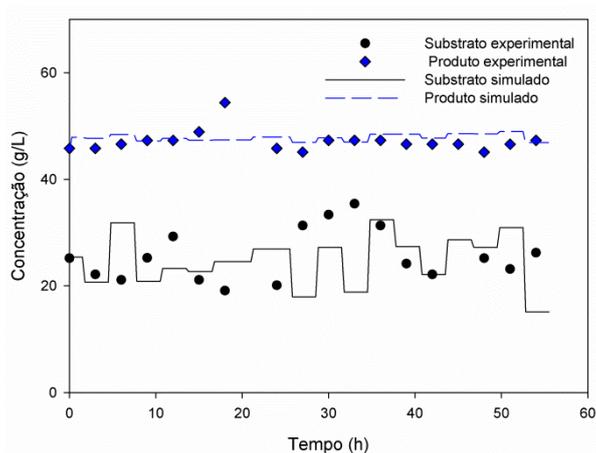
(b)



(c)



(d)



(e)

Fonte - Próprio autor.

Como explicado anteriormente, nos dados de entrada do modelo há variação da concentração dos componentes na alimentação a cada três horas. Observa-se nas figuras que, após um curto período em regime transiente, o processo segue em estado estacionário dentro do intervalo onde a concentração da alimentação foi mantida fixa (3 horas de operação).

Outro ponto interessante é que apesar dos parâmetros serem diferentes para cada modelo os modelos Levenspiel (1980), Ghose e Tyagi (1979) e Tosetto (2002) tiveram o comportamento cinético muito semelhante.

Com as figuras apresentadas confirma-se que os modelos que apresentam inibição por produto (Levenspiel (1980), Ghose e Tyagi (1979) e Tosetto (2002)) apresentam um desempenho muito superior em representar os dados industriais quando comparados aos modelos sem inibição (Monod (1949) e Andrew (1968)).

Sempre que se empregam dados industriais reais, a representação fiel do sistema não é trivial, vários fatores podem influenciar no resultado. No caso deste trabalho alguns fatores que podem ter influenciado o resultado são um intervalo muito grande entre as medidas na alimentação do processo (3 horas), não foi utilizada a concentração de produto e células na

função objetivo, além disso, como não há nenhum instrumento para medir a vazão de alimentação no processo foi considerado a vazão e volume constante na construção do modelo. Apesar da influência desses fatores, nesse trabalho foi possível obter três modelos que representam satisfatoriamente os dados industriais.

#### 4 CONCLUSÃO

A representação de processos reais não é trivial, múltiplos fatores inesperados podem surgir e modificar o comportamento do processo.

No processo contínuo real de produção de etanol estudado, os modelos que consideraram a inibição por produto na cinética fermentativa tiveram um melhor desempenho (Levenspiel (Equação 5), Ghose e Tyagi (Equação 6) e Tosetto (Equação 7)) quando comparados aos modelos sem inibição. Esses melhores modelos desenvolvidos representaram de forma satisfatória o processo industrial de produção de álcool estudado.

## REFERÊNCIAS

- ALMQUIST, J. *et al.* Kinetic models in industrial biotechnology. **Metabolic Engineering**, v. 24, p. 38-60, 2014.
- ANDREWS, J.F. A mathematical model for the continuous culture of microorganisms utilizing inhibitory substrates. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 10, p. 707-723, 1968.
- ANDRIETTA, M. G. S.; ANDRIETTA, S. R.; STUPIELLO, E. N. A. Bioethanol – What Has Brazil Learned About Yeasts Inhabiting the Ethanol Production Processes from Sugar Cane In: BERNARDES, M. A. S. (ed.). **Biofuel Production-Recent Developments and Prospects**. 1 ed. Croatia: Intech, cap.4. p. 67-84, 2011.
- CAVALHEIRO, A.; MONTEIRO, G. Solving ethanol production problems with genetically modified yeast strains. **Brazilian Journal of Microbiology**, v.44, n. 4, p. 665-671, 2013.
- DUTTA, R. **Fundamentals of Biochemical Engineering**. Lucknow: Ane books India, 2008.
- GHOSE, T. K.; TYAGI, R. D. Rapid ethanol fermentation of cellulose hydrolysate II. Product and substrate inhibition and optimization of fermentor design. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 21, n. 8, p. 1401-1420, 1979.
- GOLDEMBERG, J.; GUARDABASSI, P. Are biofuels a feasible option?. **Energy Policy**, v. 37, n.1, p. 10–14, 2009.
- HISS, H. Cinética de processos fermentativos. In: SCHIMIDEL, W., *et al.* (coord.). **Biociencia industrial: Engenharia Bioquímica**. São Paulo: Edgar Bluncher, v. 2, cap. 6. p. 93-122, 2001.
- LEVENSPIEL, O. Monod equation: a revised and a generalization to product inhibition situations. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 22, n. 8, p. 1671-1687, 1980.
- MAPA. **Relações de instituições cadastradas no departamento de cana-de-açúcar e agroenergia**. São Paulo, 2014.
- MONOD, J. The growth of bacterial cultures. **Annual Review of Microbiology**, v. 3, p. 371-394, 1949.
- MUSSATTO, S. I. *et al.* Technological trends, global market, and challenges of bio-ethanol production. **Biotechnology Advances**, v. 28, n. 6, p. 817–830, 2010.
- RIVERA, E. C. *et al.* Effect of temperature on sugarcane ethanol fermentation: Kinetic modeling and validation under very-high-gravity fermentation conditions. **Biochemical Engineering Journal**, v. 119, p. 42-51, 2017.
- ROLZ, C; LEÓN, R. Ethanol fermentation from sugarcane at different maturities. **Industrial Crops and Products**, v. 33, n. 2, p. 333-337, 2011.
- SCHWAAB, M.; PINTO, J. C. **Análise de dados experimentais I: Fundamentos de estatística e estimação de parâmetros**. Rio de Janeiro: e-papers, v. 1, 2007.
- SILVA, L. F. *et al.* **Métodos analíticos para o controle da produção de açúcar e álcool**. 3ªed, Piracicaba: Fermentec, 2003.
- THANGPROMPAN, P. *et al.* Production of Ethanol from Sweet Sorghum Juice Using VHG Technology: A Simulation Case Study. **Appl Biochem Biotechnol**. v. 171, p. 294-314, 2013.
- TOSETTO, G. M. **Influência da matéria-prima no comportamento cinético de levedura na produção de Etanol**. 2002. 95f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2002.
- ZANARDI, M.S; CARVALHO, R. V.; COSTA Jr, E. F. Descrição matemática e simulação de modelos cinéticos na produção de etanol. **Revista e-xacta**, v. 9, n. 2, p. 21-31, 2016.