

Microbial Fuel Cell Voltage Controller Using Classic PI Controller and Model Predictive Control (MPC)

Morteza Esfandyari^{1*}, Mohammad Ali Fanaei Shykhosslami²

1- Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, University of
Bojnord, Bojnord, Iran

2- Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Ferdowsi
University of Mashhad, Mashhad, Iran
Email: Fanaei@um.ac.ir

Abstract

Research subject: Energy is an integral part of human life and from the beginning of history, mankind is looking for a way to control it to provide the basic needs. One of the available energy sources is fossil energy that has been considered due to the huge amount of energy. Microbial fuel cell is a bioreactor which converts the chemical energy stored in chemical bonds of the organic compounds to electrical energy through the catalytic reactions.

Research approach: In this paper, two types of classical PI and MPC controller are used to investigate the voltage control of a two chamber microbial fuel cell using the model which has been presented by Esfandyari et al. [1,2]. Considering the features of the proposed model, it can be used to optimize and control the MFC in continuous and batch modes. For this purpose, a classical PI controller based on internal model and MPC controller was designed and implemented. Based on the designed controllers, the adjustment of substrate input flow rate was implemented considering the distribution such as substrate input concentration or the uncertainty of the process model parameter such as K_s and r_{max} .

Main results: For to control the output voltage, step change of 5 units was made in setpoint (inlet flowrate to anode chamber). The values of absolute integral error, rise time and overshoot for the classical PI controller were 3.75 ,13.159, and 0.091, respectively, while these values were 0.035 ,11.908, and 0.142, respectively for the MPC controller. Considering the achieved data, it can be concluded MPC controller performed better than the classic PI controller.

key words

Microbial Fuel Cell
Voltage Control
PI
MPC

کنترل ولتاژ پیل سوختی میکروبی دو محفظه‌ای با استفاده از کنترل کننده PI کلاسیک و کنترل پیش بین مدل (MPC)

مرتضی اسفندیاری^{۱*}، محمد علی فنایی شیخ الاسلامی^۲

۱- گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه بجنورد، بجنورد، ایران

۲- گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی، دانشگاه فردوسی مشهد، مشهد، ایران

Email: Fanaei@um.ac.ir

چکیده

در این مقاله برای بررسی کنترل ولتاژ پیل سوختی میکروبی دو محفظه‌ای از دو نوع کنترل کننده PI کلاسیک و کنترل کننده MPC استفاده شده است. بدین منظور برای مدل سازی پیل سوختی میکروبی دو محفظه‌ای از مدل ارائه شده توسط اسفندیاری و همکارانش [۱، ۲] استفاده شده است. سپس براساس این مدل، کنترل کننده PI کلاسیک مبتنی بر مدل داخلی و کنترل کننده MPC طراحی و پیاده سازی شد. بر اساس کنترل کننده های طراحی شده، تنظیم دبی ورودی سوپسترا با در نظر گرفتن اغتشاشاتی مانند غلظت ورودی به سوپسترا یا تاثیر وجود نامعینی در پارامترهای مدل فرایند مانند K_s و r_{max} انجام شد. میزان خطای مطلق انتگرالی، زمان خیز و فرارفت به ترتیب برای کنترل کننده PI کلاسیک برابر با ۱۳/۱۵۹، ۳/۷۵ و ۰/۰۹۱ و برای کنترل کننده MPC، ۱۱/۹۰۸، ۰/۰۳۵ و ۱/۴۲ می باشند. نتایج نشان می دهد که کنترل کننده MPC در مقایسه با کنترل کننده PI کلاسیک از عملکرد مطلوب تری برخوردار است.

کلمات کلیدی

پیل سوختی میکروبی
کنترل ولتاژ
PI
MPC

*مسئول مکاتبات:

M.esfandyari@ub.ac.ir

۱ مقدمه

اغلب پیل های سوختی میکروبی در معرض تغییرات ناخواسته قرار می گیرند که باعث دور شدن پیل سوختی میکروبی از عملکرد مناسب و مورد نظر طراحان می شود. از جمله این تغییرات می توان به تغییر دبی و تغییر غلظت سوبسترا ورودی به محفظه آند پیل سوخت میکروبی اشاره کرد که باعث تغییر ولتاژ خروجی می شود. برای رفع این مشکل، باید ولتاژ خروجی پیل سوختی میکروبی کنترل شود. تاکنون به جز یان (Yan) و همکارانش [۳] و بوغانی و همکارانش [۴] مطالعاتی در زمینه کنترل پیل سوختی میکروبی دو محفظه ای صورت نگرفته است. یان و همکارانش، با استفاده از مدل ارائه شده توسط زنگ (Zeng) و همکارانش [۵] کنترل ولتاژ پیل سوختی پیوسته را مورد مطالعه قرار دادند. در مطالعه مذکور کارایی کنترل کننده PID فازی با کنترل کننده PI کلاسیک مقایسه شد. نتایج حاصل نشان داد که کنترل کننده PID فازی در کنترل ولتاژ پیل سوختی میکروبی دارای عملکرد بهتری نسبت به کنترل کننده PID کلاسیک است [۳]. همچنین بوغانی (Boghani) و همکارانش [۴] در سال ۲۰۱۶، کنترل کننده gain scheduling را برای کنترل ولتاژ پیل سوختی میکروبی مورد استفاده قرار دادند این نوع کنترل کننده به خوبی ولتاژ را در مقابل اغتشاشات دما، سرعت بارگذاری مواد آلی و ... ایجاد شده کنترل کرد.

در این مقاله برای نشان دادن کارایی مدل پیشنهادی در مطالعات کنترل پیل های سوختی میکروبی، از کنترل کننده PI کلاسیک بر اساس روش مبتنی بر مدل داخلی و کنترل کننده MPC برای کنترل ولتاژ طراحی و برای مدل شبیه سازی شده، استفاده شده است. پیل سوختی میکروبی مورد استفاده در این مقاله، پیل دومحفظه ای با سوبسترا لاکتات، جامعه میکروبی خالص Shewanella و اکسیژن به عنوان خوراک محفظه کاتد است که اطلاعات بیشتر در مورد این پیل سوختی میکروبی در مقالات قبلی به طور کامل توضیح داده شده اند [۱، ۲].

۲ معادلات مدل و مقادیر عددی پارامترهای مورد نیاز

به منظور بررسی مدل ارائه شده، در ابتدا خلاصه ای از معادلات آن در جدول (۱) ارائه شده است. مقادیر عددی بعضی از پارامترهای مورد نیاز در مدل پیشنهادی، با توجه به کارهای قبلی منتشر شده در مقالات، جمع آوری شده اند، این مقادیر برای سوبسترا لاکتات و جامعه میکروبی خالص Shewanella در جدول (۲) گزارش شده است. البته در جدول (۲) مقادیر عددی پارامترهای تخمین زده شده در این مقاله نیز ارائه شده است. نحوه تخمین پارامترهای مذکور در ادامه

این بخش توضیح داده شده است.

۳ روش طراحی کنترل کننده PI

روش های مختلفی تاکنون در مراجع به منظور طراحی کنترل کننده های PI ارائه شده است [۱۴]. یکی از ساده ترین و پرکاربردترین روش های مذکور، روش مبتنی بر مدل داخلی (IMC) است [۱۴]. در روش مذکور ابتدا باید مدل درجه اول همراه با زمان مرده (FOPDT) برای فرایند تعیین شود. بدین منظور می توان از آزمایش مدار باز پاسخ پله استفاده کرد. مدل مذکور عبارت است از:

$$G_p(s) = \frac{K_p e^{-t_0 s}}{\tau_p s + 1} \quad (1)$$

K_p بهره فرایند، t_0 زمان بهره فرایند، τ_p ثابت زمان فرایند است. قانون کنترل کننده PI نیز به صورت زیر است:

$$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_I s} \right) \quad (2)$$

K_c بهره تناسبی کنترل کننده و τ_I ثابت زمانی عبارت انتگرال گیر است.

پس از تعیین مدل، با توجه به روابط زیر می توان پارامترهای کنترل کننده را تعیین کرد.

$$\tau_I = \tau_p + \frac{t_0}{2} \quad (3)$$

$$K_p = \frac{\tau_I}{K_p \tau_c} \quad (4)$$

در روابط فوق τ_c نشان دهنده پارامتر تنظیم روش IMC بوده، بر اساس میزان مقاومت در برابر ناپایداری (Robustness) فرایند قابل تنظیم است. حداقل مقدار τ_c به صورت زیر تعیین می شود:

$$\tau_c = \max(1.7 t_0, 0.2 \tau_p) \quad (5)$$

برای تعیین مقدار مناسب τ_c می توان از حداکثر تابع حساسیت (Sensitivity function) استفاده کرد. حلقه کنترل نشان داده شده در شکل (۱) را در نظر بگیرید.

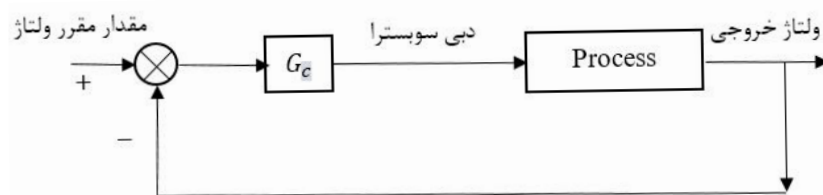
تابع حساسیت با توجه به شکل (۱) به صورت زیر تعریف می شود:

$$S(s) = \frac{1}{1 + G_c G_p} \quad (6)$$

هرچه اندازه تابع حساسیت کوچکتر از یک باشد، مقاومت کنترل کننده در برابر خطاهای مدل سازی زیاده تر خواهد بود. به عبارتی با وجود خطاهای مدل سازی، امکان ناپایداری حلقه کنترل کاهش می یابد.

جدول ۱ معادلات مدل پیشنهادی
Table 1 Proposed Model Equations

معادله	شرح معادله
$r_s(t) = r_{max} \phi_a \frac{C_s(t)}{K_s + C_s(t)} \frac{1}{1 + \exp\left(-\frac{F}{RT} \eta\right)}$	معادله نرنست-مونا
$\frac{d}{dt}(\phi_a(t)) = Y_{ac} r_s(t) - b_{ina} \phi_a(t) + \frac{\phi_a(t)}{L(t)} \delta(t) - \frac{\phi_a(t)}{L(t)} \frac{d}{dt}(L(t))$	معادله بقای جرم گونه میکروبی فعال در فیلم زیستی
$\frac{d}{dt}(\phi_i(t)) = b_{ina} \phi_a(t) + \delta(t) \frac{\phi_i(t)}{L(t)} - \frac{\phi_i(t)}{L(t)} \frac{d}{dt}(L(t))$	معادله بقای جرم گونه میکروبی غیرفعال در فیلم زیستی
$\frac{dL(t)}{dt} = Y_{ac} r_s(t) L(t) + \delta(t)$	نرخ تغییرات ضخامت فیلم زیستی
$\frac{d}{dt}(C_s(t)) = \frac{D_s}{L_i L(t)} (C_{s_b}(t) - C_s(t)) - \rho r_s(t) - \frac{C_s(t)}{L(t)} \frac{d}{dt}(L(t))$	معادله بقای جرم سوبسترا در فیلم زیستی
$\frac{d}{dt}(C_{CO_2}(t)) = \frac{D_{CO_2}}{L_i L(t)} (C_{CO_2_b}(t) - C_{CO_2}(t)) + 3 \rho r_s(t) - \frac{C_{CO_2}(t)}{L(t)} \frac{d}{dt}(L(t))$	معادله بقای جرم دی اکسیدکربن در فیلم زیستی
$\frac{d}{dt}(C_H(t)) = \frac{D_H}{L_i L(t)} (C_{H_b}(t) - C_H(t)) + 12 \rho r_s(t) - \frac{C_H(t)}{L(t)} \frac{d}{dt}(L(t))$	معادله بقای جرم هیدروژن در فیلم زیستی
$\frac{dV_L(t)}{dt} = -A_m (Y_{ac} r_s(t) L(t) + \delta(t))$	تغییرات حجم توده مایع
$\frac{d}{dt}(C_{S_b}(t)) = \frac{1}{V_L(t)} \left(Q_a(t) C_{S_{in}}(t) - Q_a(t) C_{S_b}(t) - \frac{A_m D_s}{L_i} (C_{S_b}(t) - C_s(t)) \right)$	معادله بقای جرم سوبسترا در توده مایع
$\frac{d}{dt}(C_{CO_2_b}(t)) = \frac{1}{V_L(t)} \left(Q_a(t) C_{CO_2_{in}}(t) - Q_a(t) C_{CO_2_b}(t) - \frac{A_m D_{CO_2}}{L_i} (C_{CO_2_b}(t) - C_{CO_2}(t)) \right)$	معادله بقای جرم دی اکسیدکربن در توده مایع
$\frac{dC_{O_2}}{dt} = k_L a (C_{O_2}^* - C_{O_2}) - q_{O_2} C_{O_2}$	معادله مصرف اکسیژن در محفظه کاتد
$i = i_{0,ref} \left[\exp\left(\frac{2.303}{b} \eta_{act}\right) - \exp\left(-\frac{2.303}{b} \eta_{act}\right) \right]$	جریان الکتریکی
$\eta_{act} = \frac{b}{2.303} \sinh^{-1} \left[\frac{i}{2 i_{0,ref} C_s} \right]$	افت پتانسیل فعال سازی
$\eta_{ohm} = \left(\frac{d^m}{k^m} + \frac{d_{cell}}{k a q} \right) i$	افت پتانسیل اهمی
$\eta_{con} = \frac{RT}{nF} \ln \left(\frac{i_i}{i_i - i} \right); i_i = \frac{n F D_2 C_{S_b}}{L_i}$	افت پتانسیل غلظتی
$E_{output} = E_{thermo} - \eta_{ohm} - \eta_{con} - \eta_{act}$	ولتاژ خروجی



شکل ۱ حلقه کنترل ولتاژ خروجی پیل سوختی میکروبی
Fig 1 Microbial fuel cell output voltage control Loop

جدول ۲ مقادیر عددی پارامتر های مدل پیشنهادی
Table 2 Numerical Values of Proposed Model Parameters

نماد	مقدار	واحد	مرجع
D_s	0.2544	$\text{cm}^2 \text{day}^{-1}$	[6]
L_l	0.02	cm	[7]
ρ	50	mgrCm^{-3}	[7]
Y_{ac}	0.212	$\text{mgr dry cell.mgr lactate}^{-1}$	[8]
k_d	0.05	day^{-1}	[9]
D_{CO_2}	0.996	$\text{cm}^2 \text{day}^{-1}$	[6]
D_H	2.3328	$\text{cm}^2 \text{day}^{-1}$	[6]
A_m	54	cm^2	ثابت
b_{ina}	0.03	day^{-1}	[9]
F	96450	C mol^{-1}	[10]
T	303	K	ثابت
R	8.314	$\text{J mol}^{-1} \text{K}^{-1}$	ثابت
V_c	135	cm^3	ثابت
V_a	135	cm^3	ثابت
$E_{0,\text{anode}}$	340	mV	[11]
$E_{0,\text{cathode}}$	1299	mV	[11]
$i_{0,\text{ref}}$	0.001	mA	[1]
b	0.15	V	[12]
d^{cell}	2.5	cm	ثابت
k^{aq}	35	mS cm^{-1}	اندازه گیری
E_{KA}	-155	mV	[13]
d^m	45	mm	[4]
k^m	17	mS cm^{-1}	[4]
$C_{O_2}^*$	7.26	mgr lit^{-1}	اندازه گیری
$k_L a$	17.25	hr^{-1}	تخمین
q_{O_2}	0.11	hr^{-1}	تخمین
r_{max}	4.20	hr^{-1}	تخمین
K_s	1.27	mgr lit^{-1}	تخمین

این روش اصطلاحاً مدل سازی پارامتر ای یا نظری نامیده می شود. در عمل این روش بسیار مشکل و وقت گیر است. زیرا اغلب فرایندهای شیمیایی از اجزای بسیاری تشکیل شده اند و بعضاً دارای واکنش هایی با سازوکارهای پیچیده یا ناشناخته هستند؛ از طرفی بیشتر مدل های دینامیکی به مجموعه ای از معادلات دیفرانسیل معمولی یا پاره ای غیرخطی منجر می شوند که امکان حل آن ها در کاربردهای آنلاین وجود ندارد برای قابل حل کردن معادلات، معمولاً در بسط مدل از فرضیات ساده کننده ای استفاده می شود که به نوبه خود منجر به کاهش دقت مدل در پیش بینی رفتار فرایند می شوند.

کنترل پیش بین یا مبتنی بر مدل که به اختصار MPC گفته می شود در اواخر دهه ۷۰ ایجاد شد و از آن زمان تاکنون گسترش یافته اند. از بهترین مزیت های کنترل کننده MPC می توان به ساده بودن استفاده برای فرایندهای ساده تا پیچیده، سامانه های با زمان تأخیر بالا، نامینیمم فاز و سامانه های ناپایدار استفاده کرد. استراتژی تمامی کنترل کننده های متعلق به خانواده

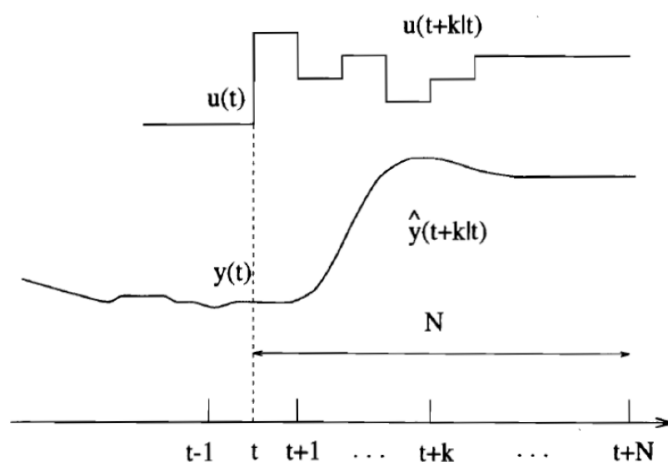
البته امکان کوچک کردن تابع حساسیت در تمامی فرکانس ها وجود ندارد. بنابراین معمولاً بیشترین مقدار تابع حساسیت در بازه فرکانس سامانه محاسبه شده و سعی می شود که این پارامتر (حداکثر تابع حساسیت) تا حد ممکن، کوچک انتخاب شود. حداکثر تابع حساسیت در فرکانس های مختلف به صورت زیر تعریف می شود:

$$M_s = \max_{\omega} |S(i\omega)| = \max_{\omega} \left| \frac{1}{1 + G_c G_p(i\omega)} \right| \quad (7)$$

معمولاً به عنوان قانون سرانگشتی مقدار در بازه ۱/۳ تا ۱/۷ انتخاب می شود. در این مقاله مقدار ۱/۵ برای منظور شده است.

۴ کنترل کننده MPC

بدلیل پیچیدگی فرایندهای شیمیایی به دست آوردن مدل دینامیکی دقیق و شناسایی پارامتر های آن هزینه و زمان زیادی طلب می کند. راه حل عملی تر، شناسایی مدل های تجربی غیرخطی با استفاده از اطلاعات ورودی و خروجی فرایند است. این اطلاعات می



شکل ۲ استراتژی کنترل کننده MPC
Fig 2 the strategy of MPC controller

MPC همانند شکل (۲) است. خروجی های آینده برای افق مشخص N که افق پیش بینی نامیده می شود با استفاده از مدل فرایند در هر زمان t پیش بینی می شوند. این خروجی های پیش بینی شده $y(t+k|t)$ برای $k=1, 2, \dots, N$ وابسته به مقادیر مشخص تا t و سیگنال های آتی $u(t+k|t)$, $k=0, 1, \dots, N-1$ خواهد بود. این سیگنال ها در واقع ورودی هایی هستند که قرار است به سامانه ارسال شوند و توسط روش کنترلی محاسبه می شوند. مشخصات کنترل کننده MPC در جدول (۳) نشان داده شده است.

تواند در هر دو حالت مدار باز یا مدار بسته از فرایند استخراج شوند. روش های کنترل مبتنی بر مدل مانند استراتژی کنترل پیش بین، به مدل دینامیکی دقیقی از فرایند تحت کنترل نیاز دارند. در نتیجه توسعه مدل دینامیکی قابل اطمینان معمولاً بخش زیادی از طراحی این کنترل کننده ها به خود اختصاص می دهد. در روش سنتی مدلسازی دینامیکی فرایندهای شیمیایی، ابتدا براساس قوانین بنیادی مانند موازنه جرم، بار و انرژی، سنتیک واکنش ها، معادلات ریاضی حاکم بر فرایند به دست آمده و سپس پارامتر های مدل بر اساس اطلاعات تجربی تخمین زده می شوند.

جدول ۳ مشخصات سامانه کنترل کننده MPC
Table 3 MPC Controller System Specifications

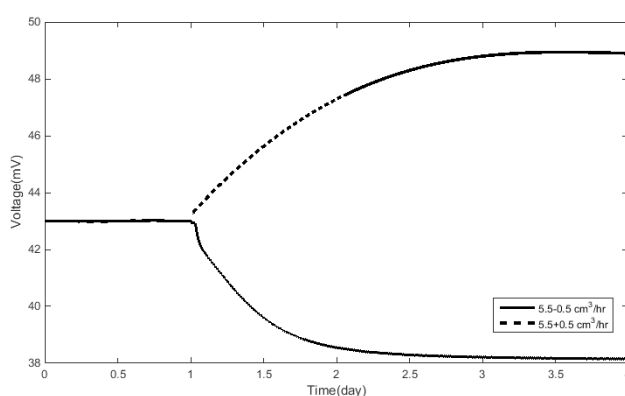
1 دقیقه	زمان نمونه برداری کنترل
10	طول افق پیش بینی
2	طول افق کنترل

تغییرات ولتاژ خروجی در شکل (۳) نشان داده شده است.

$$G_p(s) = \frac{V(s)}{Q_a(s)} = \frac{0.54e^{-0.095s}}{0.56s+1}$$

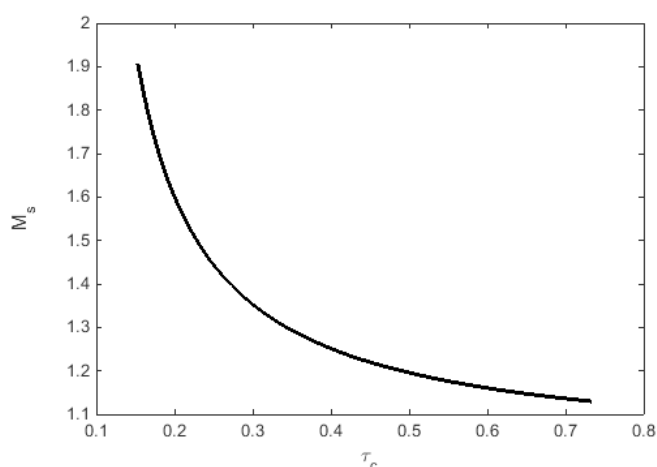
(۸)

۵ طراحی کنترل کننده PI برای کنترل ولتاژ خروجی همان گونه که در بخش قبل توضیح داده شد، اولین مرحله در طراحی کنترل کننده، تعیین پاسخ مدار باز فرایند است. بدین منظور، تغییر پله‌ای به اندازه



شکل ۳ نمودار تغییرات ولتاژ پیل سوختی میکروبی با تغییر در دبی ورودی به اندازه $\pm 0.5\%$
Figure 3 Diagram of microbial fuel cell voltage changes with input flowrate of $\pm 0.5\%$

۰/۵ $\pm$ سانتی متر مکعب در ساعت در دبی سوبسترا ورودی به محفظه آند اعمال شد. پاسخ مدار باز نحوه قدم بعدی در طراحی کنترل کننده به کمک روش



شکل ۴ تغییرات تابع حساسیت بر اساس پارامتر طراحی
Fig 4 Sensitivity function changes based on the design parameter

مشاهده می‌گردد می‌شود، سامانه کنترل طراحی شده (PI کلاسیک و MPC) اثر اغتشاشات مذکور را بعد از حدود ۲/۵ روز برطرف کرده است. این نکته لازم به ذکر است که در صورت عدم استفاده از سامانه کنترل و اعمال ۱۰- درجه تغییر در غلظت سوپسترا ورودی، ولتاژ خروجی به مقدار ۳۷/۵ میلی ولت، میل خواهد کرد. یعنی نسبت به حالت نامی، ۵/۵ میلی ولت کاهش ولتاژ رخ می‌دهد. ولی با استفاده از حلقه کنترل، حداکثر تغییر در ولتاژ خروجی برای کنترل کننده PI کلاسیک حدود ۱ میلی ولت و برای کنترل کننده MPC حدود ۰/۷۵ میلی ولت است. تغییرات ولتاژ در کنترل MPC نسبت به کنترل کننده PI کلاسیک کم تر است.

معمولاً در مدل سازی، فرایند عدم قطعیت وجود دارد. به عبارت دیگر پارامترهای مدل دارای نامعینی است. وجود نامعینی ممکن است کارایی سامانه کنترل را کاهش دهد. در ادامه این بخش تأثیر وجود نامعینی

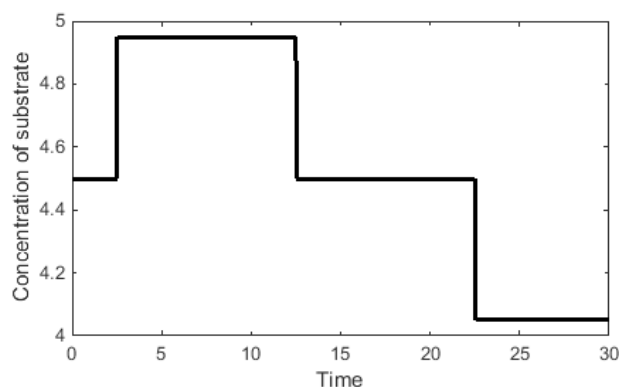
IMC، تعیین پارامتر τ_c با توجه به مقدار حداکثری تابع حساسیت () برابر با ۱/۵ است. نحوه تغییرات بر حسب τ_c در شکل (۴) نشان داده شده است. همان طور که مشاهده می‌شود مقدار مناسب تابع حساسیت برابر با ۰/۲۲ است. حال با توجه به روش IMC پارامترهای کنترل کننده به صورت زیر حاصل می‌شوند:

$$\tau_I = 0.61$$

$$K_c = 4.82$$

۶ بررسی عملکرد سامانه کنترل طراحی شده

همانگونه که اشاره شد، برای کنترل ولتاژ خروجی از تغییرات دبی سوپسترا ورودی توسط کنترل کننده PI استفاده می‌شود (شکل (۳)). به منظور بررسی کارایی سامانه کنترل طراحی شده می‌توان اغتشاشات مختلفی را به فرایند اعمال کرد. به عنوان نمونه، پاسخ

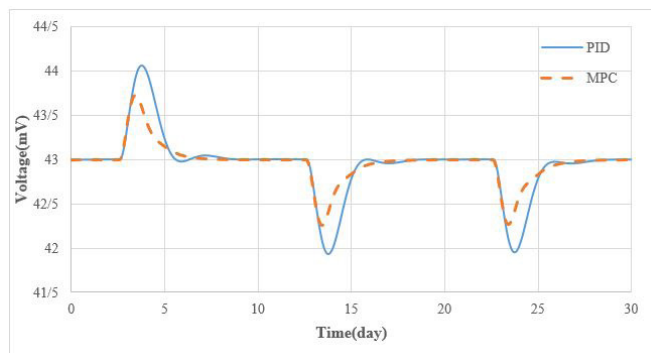


شکل ۵ تغییرات غلظت سوپسترا ورودی به محفظه آند پیل سوختی میکروبی

Fig 5 Concentration variations of the substrate which enters the microbial fuel cell anode chamber

در پارامترهای مدل فرایند برای کارایی سامانه کنترل طراحی شده بررسی شده است. بدین منظور ۱۰± درصد نامعینی در پارامترهای مدل

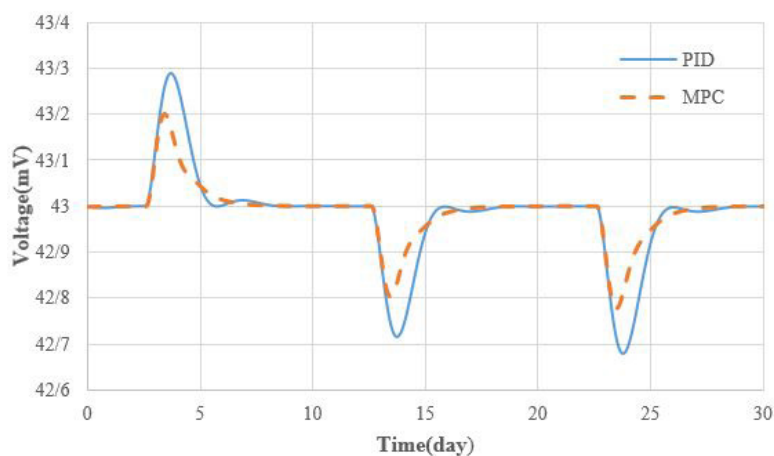
مدار بسته حلقه کنترل به ازای تغییرات ۱۰± درجه در غلظت سوپسترا (شکل (۵)) ورودی به محفظه آند در شکل (۶) نشان داده شده است. همان گونه که



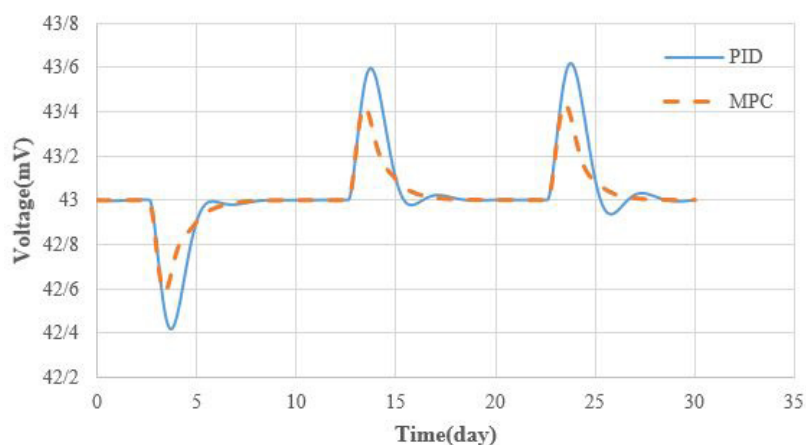
شکل ۶ کنترل ولتاژ پیل سوختی میکروبی با دبی ورودی به پیل سوختی، اثر ۱۰ درصد تغییر در غلظت ورودی (اغتشاش)

Fig 6 Voltage control of microbial fuel cell by its input flow-rate; the effect of %10 change in input concentration (turburbance)

سینیتیکی فرایند اعمال شده است. به عبارت دیگر در پارامتر K_s و r_{max} دارای خطای $\pm 10\%$ درصد است. پاسخ‌های مدار بسته حاصله برای نامعینی در شکل (۷) و برای نامعینی در K_s در شکل (۸) نشان داده شده است. همان گونه که مشاهده می‌شود، سامانه کنترل طراحی شده با وجود نامعینی‌های مذکور



شکل ۷ کنترل ولتاژ پیل سوختی میکروبی با دبی ورودی به پیل سوختی، اثر 10% درصد تغییر در r_{max}
Fig 7 Voltage control of microbial fuel cell by its input flowrate; the effect of 10% change in r_{max}



شکل ۸ کنترل ولتاژ پیل سوختی میکروبی با دبی ورودی به پیل سوختی، اثر 10% درصد تغییر در K_s
Fig 8 Voltage control of microbial fuel cell by its input flowrate; The Effect of 10% Change in K_s

جدول ۴ میزان خطای مطلق انتگرالی برای کنترل کننده PI کلاسیک و MPC برای تغییر در اغتشاش
Table 4 Integral Absolute Error values for Classic PI Controller and MPC for Changes in turburbance

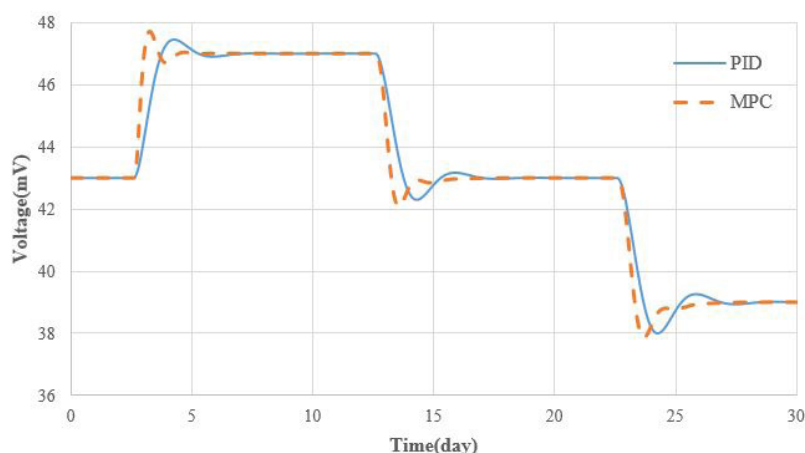
	کنترل کننده PI کلاسیک	MPC کنترل کننده
10 درصد تغییر در غلظت ورودی (اغتشاش)	5.109	3.665
10 درصد تغییر در r_{max}	1.438	0.952
10 درصد تغییر در K_s	3.712	2.013

۷ نتیجه گیری

با توجه به رفتار دینامیکی ولتاژ خروجی در برابر تغییرات دبی ورودی به محفظه آند، غلظت ورودی، ثابت سرعت و غلظت اشباع سوبسترا واکنش، عملکرد کنترل کننده PI کلاسیک و MPC مورد بررسی قرار گرفت. نتایج نشان دادند که کنترل کننده ها می توانند به خوبی با تنظیم دبی ورودی سوبسترا در برابر تغییراتی

با عملکرد قابل قبولی ولتاژ خروجی پیل سوختی را کنترل کرده است. اما کنترل کننده MPC بهتر از کنترل کننده PI کلاسیک عمل می کند.

همچنین کارایی دو نوع کنترل کننده (PI کلاسیک و MPC)، زمانی که تغییر پله ای به اندازه ۵ واحد در مقدار مقرر ایجاد شده است، در شکل (۹) نشان داده است. در جدول (۵) زمان خیز، فرارفت و میزان خطای



شکل ۹ کنترل ولتاژ پیل سوختی میکروبی با دبی ورودی به پیل سوختی، اثر ± 5 میلی ولت ولتاژ در مقدار مقرر
Fig 9 Voltage control of microbial fuel cell by its input flow-rate; the effect of ± 5 mV changes in of voltage

جدول ۵ میزان خطای مطلق انتگرالی، زمان خیز و فرارفت برای کنترل کننده PI کلاسیک و MPC
Table 5 Integral Absolute Error Rate, rise time and overshoot for the Classic PI Controller and MPC

	کنترل کننده PI کلاسیک	کنترل کننده MPC
IAE	13.159	11.908
زمان خیز (Rise Time)	3.75	0.035
فرارفت (Overshoot)	0.091	0.142

که معمولاً به صورت اغتشاش مانند غلظت ورودی به سوبسترا یا تأثیر وجود نامعینی در پارامترهای مدل فرایند مانند K_s و r_{max} به سامانه اعمال می شوند، عمل کنند. اما عملکرد کنترل کننده MPC براساس میزان خطای مطلق انتگرالی، فرارفت و زمان خیز، بهتر از کنترل کننده PI کلاسیک برای کنترل ولتاژ پیل سوختی میکروبی است.

مطلق انتگرالی تا زمان ۳۰ روز به ازای تغییرات ± 5 میلی ولت ولتاژ در مقدار مقرر نشان داده شده است. باتوجه به شکل (۹) و جدول (۵)، براساس زمان خیز، فرارفت و میزان خطای مطلق انتگرالی عملکرد کنترل کننده MPC بهتر از کنترل کننده PI کلاسیک است.

مراجع

- 1-Esfandyari M., Fanaei M.A., Gheshlaghi R., Mahdavi M.A., Dynamic Modeling Of A Aontinuous Two-chamber Microbial Fuel Cell With Pure Culture Of Shewanella. International Journal of Hydrogen Energy. ,202-21198 ,42 2017.
- 2-Esfandyari M., Fanaei M.A., Gheshlaghi R., Mahdavi M.A., Mathematical Modeling Mf Two-chamber Batch Microbial Fuel Cell With Pure Culture Of Shewanella. Chemical Engineering Research and Design. 4,2017-34 , 117.
- 3-Yan M., Fan L., Constant Voltage Output In Two-chamber Microbial Fuel Cell Under Fuzzy PID Control. International Journal of Electrochemical Science. 3332,2013-3321 , 8.
- 4-Boghani H.C., Michie I., Dinsdale R.M., Guwy A.J., Premeir G.C., Control Of Microbial Fuel Cell Voltage Using A Gain Scheduling Control Strategy. Journal of Power Sources. -106 , 322 2016 ,15.
- 5-Zeng Y., Choo Y.F., Ki B.H., Wu P., Modelling And Simulation Of Two-chamber Microbial Fuel Cell. Journal of Power Sources. -79 ,195 89,2010.
- 6-Stewart P.S., Diffusion In Biofilms. Journal of bacteriology. 1491,2003-1485 , 185.
- 7-Merkey B.V., Chopp D.L.. The Performance Of A Microbial Fuel Cell Depends Strongly On Anode Geometry: A Multidimensional Modeling Study. Bulletin Of Mathematical Biology. 2012 ,857-834 74.
- 8-Tang Y.J., Meadows A.L., Keasling J.D., A Kinetic Model Describing Shewanella Oneidensis MR1- Growth, Substrate Consumption, And Product Secretion. Biotechnology And Bioengineering. -125 ,96 2007 ,132.
- 9-Picioreanu C., van Loosdrecht M., Heijnen J., Multidimensional Modeling Of Biofilm Structure. Delft University Of Technology, Faculty of Applied Sciences,1999.
- 10-Logan B.E., Hamelers B., Rozendal R., Schroder U., Keller J., Freguia S., Aelterman P., Verstraete W., Rabaey K., . Microbial Fuel Cells: Methodology And Technology. Environmental Science & Technology, 592,2006-5181 ,40.
- 11- Logan B.E., Microbial Fuel Cells. John Wiley & Sons2008.
- 12-Haverkamp R., Vauclin M., Touma J., Wierenga P., Vachaud G., A Comparison Of Numerical Simulation Models For One-dimensional Infiltration. Soil Science Society Of America Journal. 294,1977-285 ,41.
- 13- Renslow R., Babauta, J., Kuprat A., Schenk J., Ivory C., Fredrickson J., Beyenal H., Modeling Biofilms With Dual Extracellular Electron Transfer Mechanisms. Physical Chemistry Chemical Physics. 16268,2013-19262 ,15.
- 14-Smith C.A., Corripio A.B., Principles And Practice Of Automatic Process Control. Wiley New York, 1985.