

# Contrôle Par Simulation D'une Cascade De Réacteur Parfaitement Agité Continu

A. Guerdouh<sup>1,2\*</sup>, C. Bendjaouhdou<sup>2</sup>, K. Mansouri<sup>3</sup>

<sup>1</sup>Département de Génie des Procédés, Faculté des Sciences appliquées, Université Kasdi Merbah Ouargla, Algérie.

<sup>2</sup>Laboratoire de chimie moléculaire et environnement, Département de chimie industrielle, Faculté des sciences et de la technologie, Université de Biskra, Algérie.

<sup>3</sup>Département des Sciences et Technologie, Université de Ghardaïa, Algeria.

**Résumé.** Dans ce travail, on a étudié par simulation le contrôle PI (à action proportionnelle et intégrale) d'un réacteur chimique étagé consistant en une série de trois réacteurs agités continus (RAC) dans lesquels se déroule une réaction en phase liquide, irréversible et isotherme du premier ordre. Nous nous sommes intéressés à maintenir la concentration ( $CA_3$ ) à la sortie du dernier réacteur constante afin de réguler la productivité, et cela par manipulation de la concentration ( $Cam$ ) d'un débit concentré en réactif alimentant secondairement la cascade ou série des réacteurs. La modélisation a été la première étape du travail, après cela un contrôleur PI a été calculé dans le but de contrôler la concentration à la sortie du troisième étage ( $CA_3$ ). Ensuite, on a fait la simulation du contrôle en boucle ouverte et en boucle fermée en présence et en absence de perturbations externes. Les simulations qui ont été réalisées montrent clairement que le système de commande arrive à contrôler efficacement la concentration en réactif  $CA_3$  en mode régulation et en mode asservissement.

**Mots clés:** cascade, RA, contrôle PI, régulation, asservissement, perturbation.

## 1. INTRODUCTION

Le contrôle du fonctionnement des réacteurs chimiques est essentiel pour protéger l'environnement et la population à l'intérieur et hors de l'unité de fabrication, et les autres installations de l'unité, et aussi pour garantir les spécifications sur les concentrations des produits [1-2]. En effet, le produit fabriqué ne doit pas être trop concentré en réactif A, sinon sa qualité se dégrade [3-5]. La simulation des procédés est un outil qui permet à l'ingénieur de résoudre une grande variété de problèmes qui se présentent à chaque étape du développement, de la conception, du fonctionnement ou de l'amélioration du procédé. Parmi ces problèmes, il peut s'agir de : résoudre des équations de bilan matière et énergie pour chacun des réacteurs et chacune des opérations unitaires impliqués ; calculer les caractéristiques des courants en tout point de l'installation; déterminer des éléments nécessaires au calcul complet de l'ensemble ; estimer les coûts et profits, éventuellement optimiser les conditions de fonctionnement [6-9]. Ce genre de simulation peut être réalisé à l'aide d'un programme contenant des données spécifiques au problème, des calculs de propriété physiques, des modèles d'opérations unitaires et/ou de réacteurs et des techniques de résolution numérique. Notre travail s'est focalisé spécifiquement sur le contrôle par simulation d'une cascade de réacteur parfaitement agité continu. Nous nous sommes intéressés à maintenir la concentration  $CA_3$  à la sortie du dernier réacteur constante, et cela par manipulation de la concentration  $Cam$  d'un courant concentré en réactif qui alimente secondairement la cascade de RAC comme le montre la figure 1.

\* Corresponding author.

E-mail: [amelguerdouh@yahoo.fr](mailto:amelguerdouh@yahoo.fr) (Guerdouh A.).

Address: Département de Génie des Procédés, Faculté des Sciences appliquées, Université de Ouargla, Algérie.

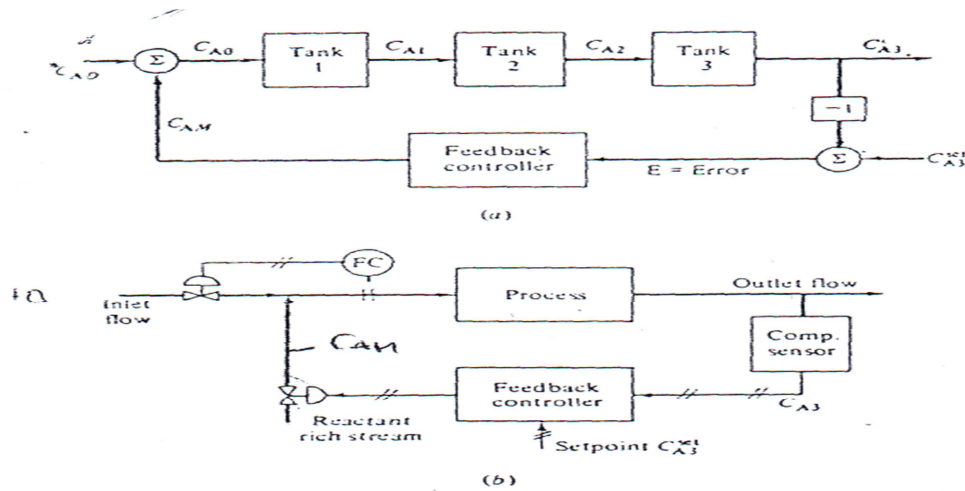


Fig.1. Schéma synoptique du procédé à contrôler et du système de commande.

## 2. Identification du procédé

Le procédé étudié a été identifié en étudiant la réponse à un échelon ou réponse indicelle selon la méthode de **Ziegler et Nichols** en boucle ouverte [10-11]. On a fait accroître le signal d'entrée  $C_{AD}$  de 20 % et on a enregistré la réponse du système  $C_{A3} = f(\text{temps})$ . On a obtenu une courbe en forme de S caractéristique de la réponse d'un système de type intégrateur avec retard pur (fig. 2). En exploitant la courbe de la réponse du procédé, on a déterminé les valeurs caractéristiques de sa fonction de transfert, à savoir : le retard pur ( $\tau_r$ ), et la pente de la tangente de la courbe au point d'inflexion (a). Après calcul, on trouve :

$$\tau_r = 0.5 \text{ minute}$$

$$a = 4.10^{-3} \text{ kg}/(\text{mole}.\text{minute}).$$

Il en résulte que la fonction de transfert du procédé (réacteur étagé) est telle que :

$$H(p) = Y(p)/E(p) = 4.10^{-3} \cdot (e^{-p/2})/p.$$

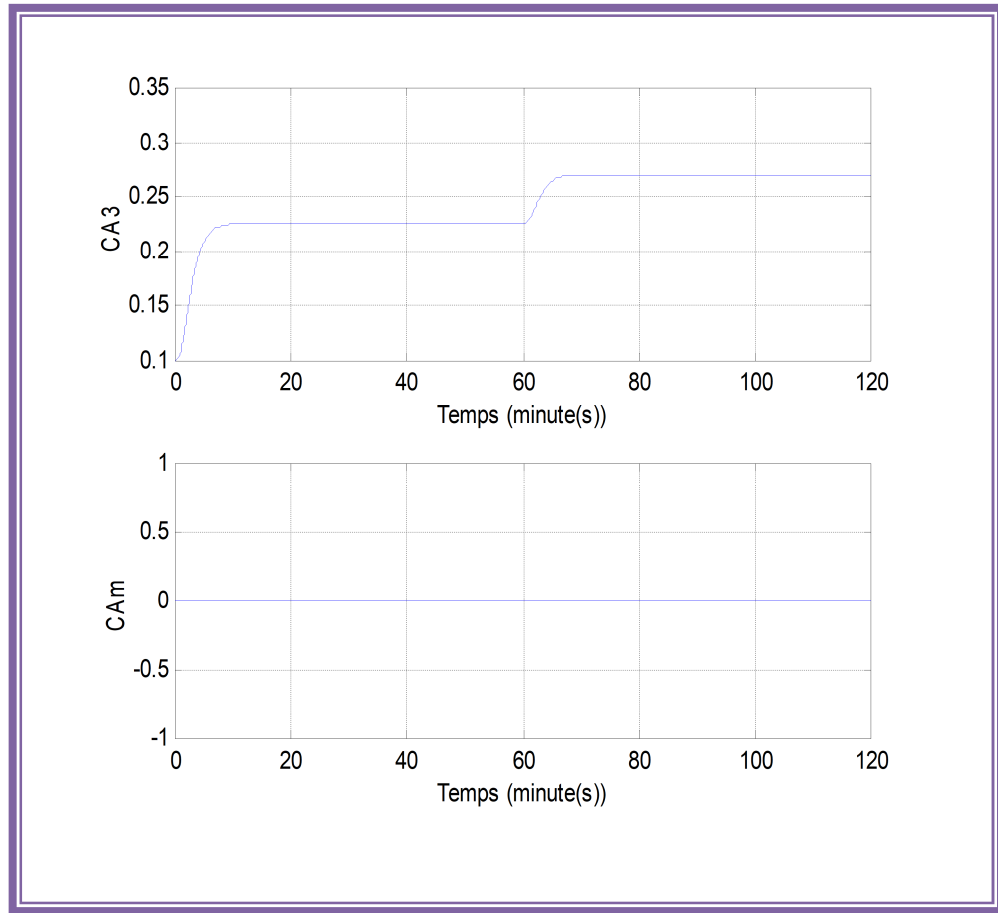


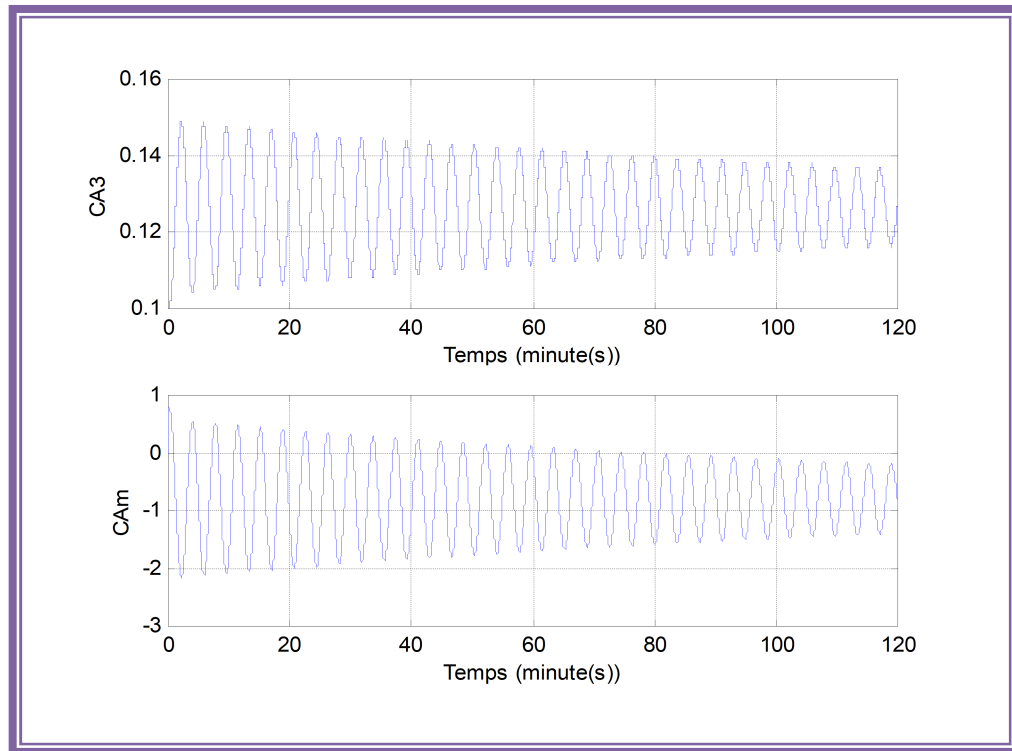
Fig. 2. Réponse indicielle du réacteur étagé à une entrée échelon relative à  $C_{A0}$  (ou  $C_{AD}$ ).

### 3. Résultats et discussion

#### 3.1. Détermination des paramètres du contrôleur PID

Les paramètres du contrôleur ont été déterminés par la méthode de Ziegler-Nichols en boucle fermée [12-14] en réalisant des oscillations entretenues du système à contrôler. Ces oscillations entretenues seront provoquées en augmentant graduellement le gain d'une action proportionnelle jusqu'à ce la sortie du procédé présente des oscillations entretenues. Si on note par  $K_z$  (gain critique ou gain maximale) le gain qui a provoqué la naissance des oscillations entretenues et par  $T_z$ , la période de ces oscillations, les paramètres du contrôleur seront telles que :  $K_p = 0.45 K_z$  (gain du contrôleur) et  $\tau_i = 0.83 T_z$  (temps d'intégration).

La figure (3) montre que les oscillations entretenues sont obtenues pour une valeur du gain critique tel que  $K_z = 50$ . Il ressort de cette dernière figure que  $T_z = 10$  minutes. On en déduit que les valeurs des paramètres du contrôleur PI doivent être telles que :  $K_p = 27$  et  $\tau_i = 8.3$  minutes. Par la suite, on utilisera ces dernières valeurs de  $K_p$  et  $\tau_i$  pour simuler le contrôle du système en mode régulation et en mode asservissement.



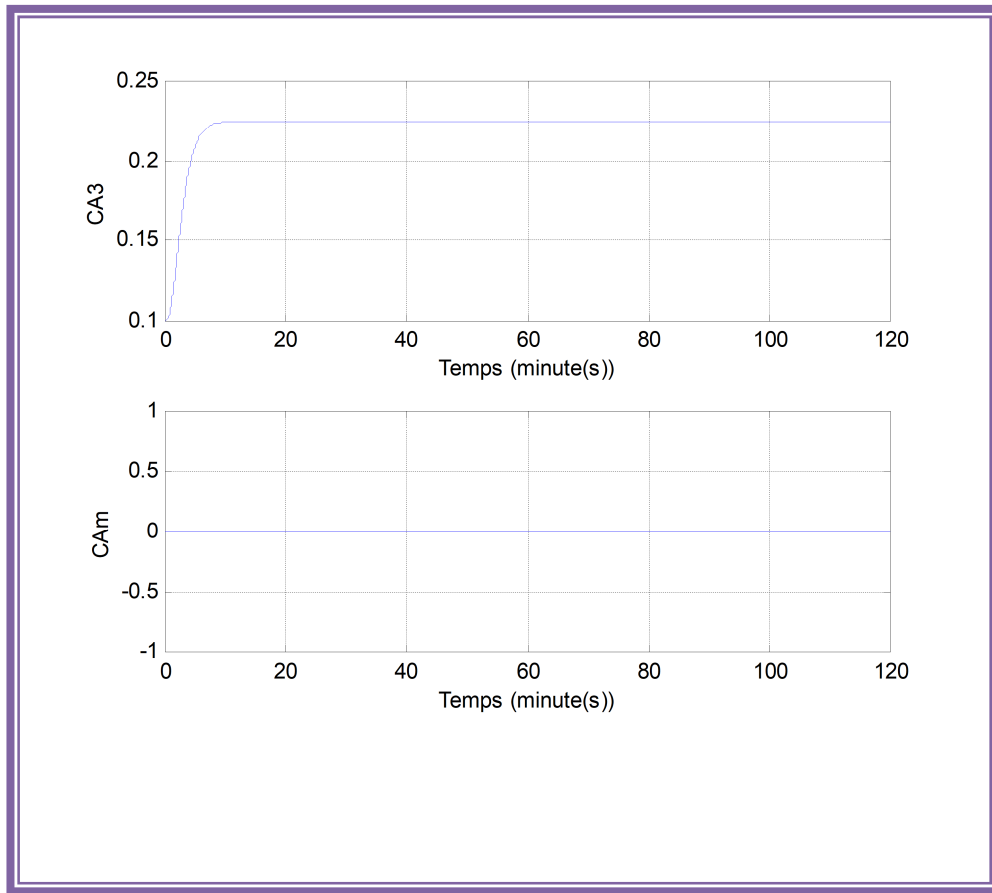
**Fig.3** .Oscillations entretenues du procédé en boucle fermée avec une valeur du gain critique ( $K_z$ ) égale à 50.

### 3.2. Étude du système en boucle ouverte et en absence de contrôle

Dans ce qui suit, on va étudier le procédé en boucle ouverte en absence et en présence de perturbation relative à la grandeur  $C_{AD}$ .

#### 3.2.1. Étude du système en absence de contrôle et de toute perturbation

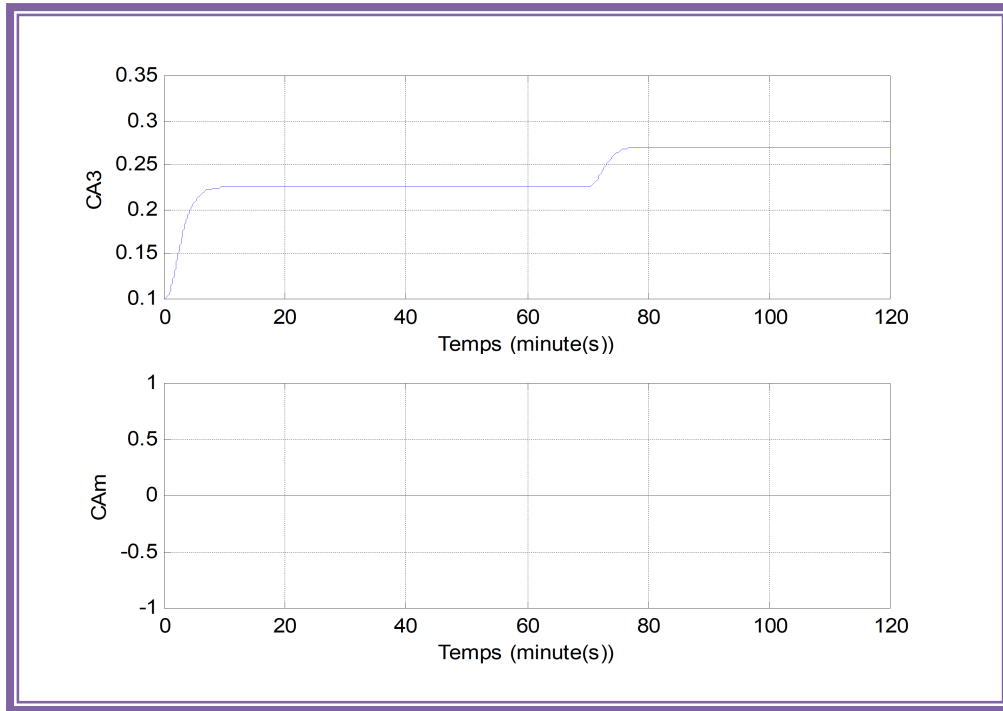
La figure 4 montre l'évolution temporelle de  $C_{A3}$  en absence de contrôle et de toute perturbation. D'après cette figure, on remarque que la concentration  $C_{A3}$  évolue de 0.1 à 0.225  $\text{kg}/\text{m}^3$ . Il en résulte que le produit B sera trop riche ou trop contaminé par le réactif résiduel A, ce qui entrainera une baisse de la qualité du produit désiré B. Donc cette figure montre clairement qu'une régulation de la concentration  $C_{A3}$  à une valeur de consigne de 0.1  $\text{kg}/\text{m}^3$  est nécessaire.



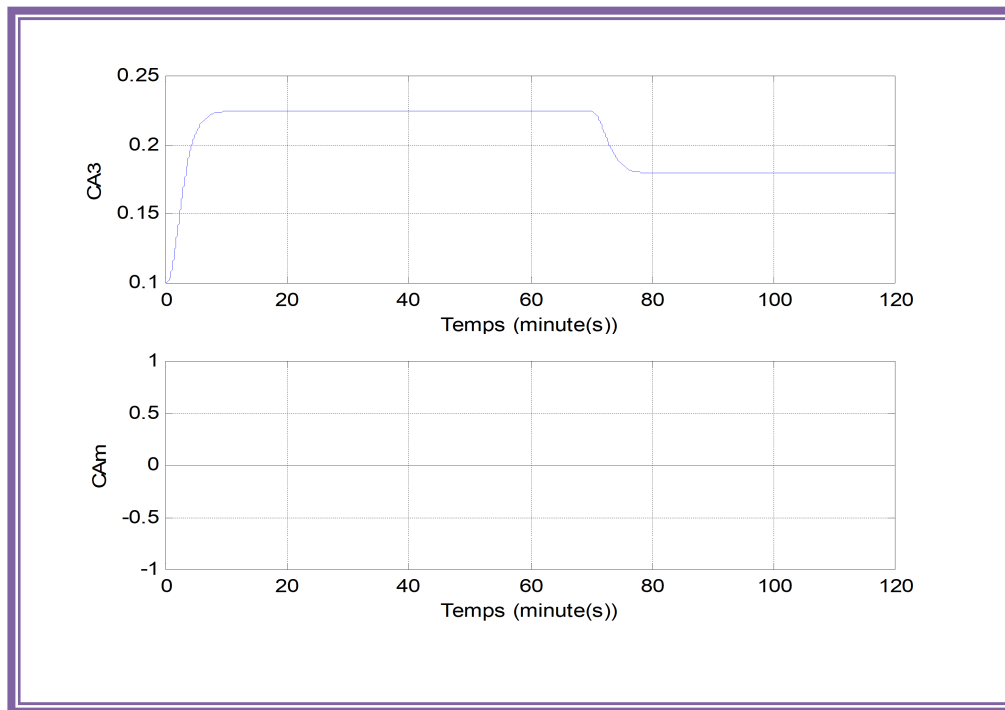
**Fig.4.** Evolution temporelle de  $C_{A3}$  en absence de tout contrôle et de toute perturbation.

### ***3.2.2. Étude du système en absence de contrôle et en présence de perturbation***

On remarque à partir des figures 5 et 6 que la concentration  $C_{A3}$  varie fortement sous l'influence de la perturbation. La figure 4 montre que si la concentration d'alimentation  $C_{AD}$  augmente,  $C_{A3}$  augmente, et la figure 6 montre que si la concentration  $C_{AD}$  diminue, la concentration  $C_{A3}$  diminue. Ceci met en évidence la nécessité de réguler la concentration  $C_{A3}$ .



**Fig.5.** Evolution temporelle de  $C_{A3}$  en absence de tout contrôle et en présence d'une perturbation impulsion sur  $C_{AD}$  injectée à 1 heure, durant 10 minutes et valant +20%.



**Fig.6.** Evolution temporelle de  $C_{A3}$  en absence de tout contrôle et en présence d'une perturbation impulsion sur  $C_{AD}$  injectée à 1 heure, durant 10 minutes et valant -20%.

### 3.3. Étude du système en boucle fermée (avec contrôle)

#### 3.3.1. Étude du système en boucle fermé (avec contrôle) et en absence de perturbation

En comparant la figure 7 avec la figure 4 on remarque que le système de contrôle arrive à réguler rapidement la concentration  $C_{A3}$  à sa valeur de consigne (0.1 kg/m<sup>3</sup>) sans que  $C_{A3}$  présente des dépassements significatifs et sans que le signal de contrôle ne présente des oscillations importantes.

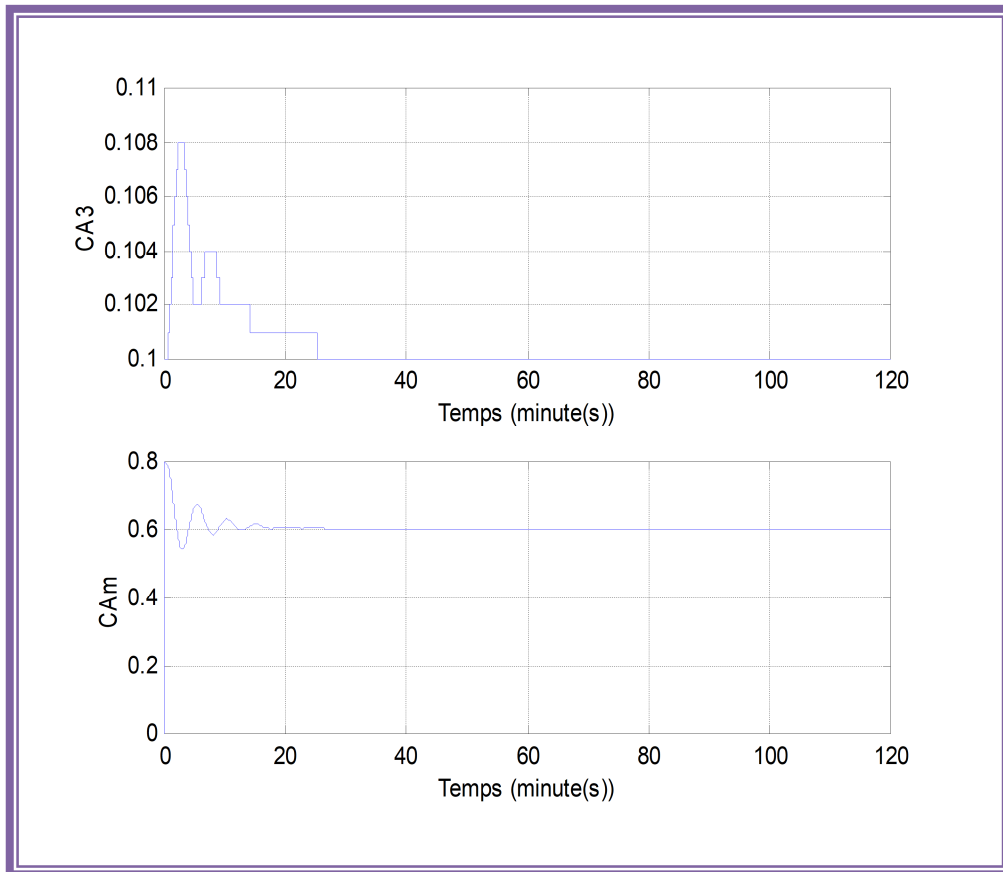
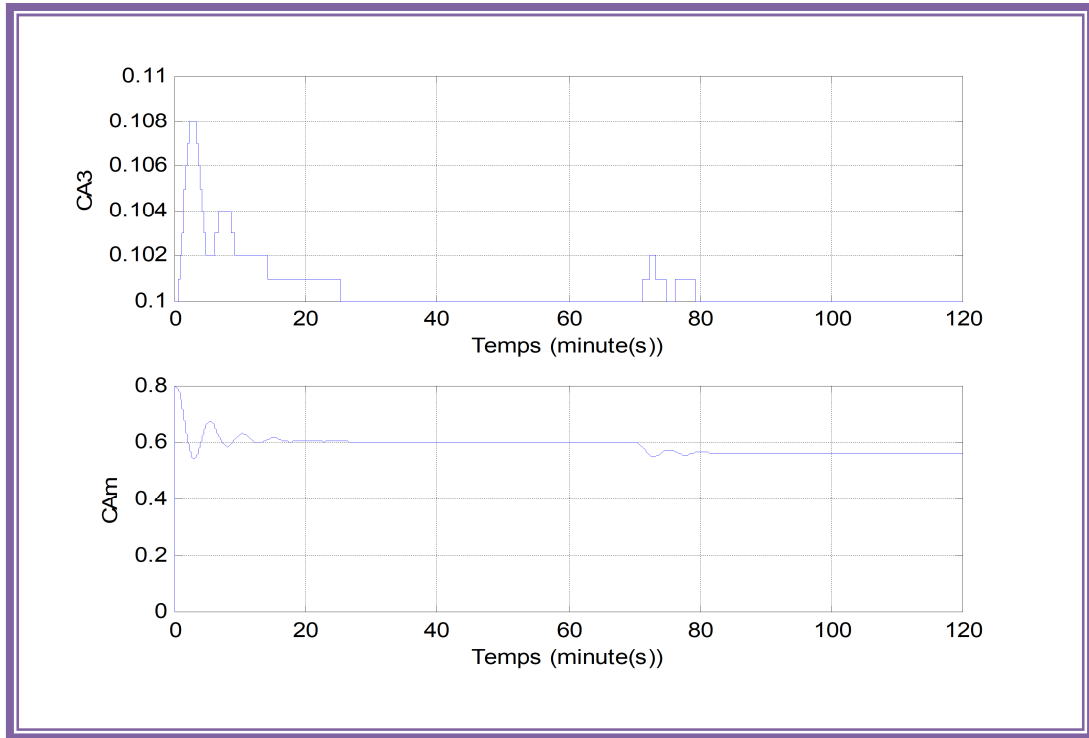


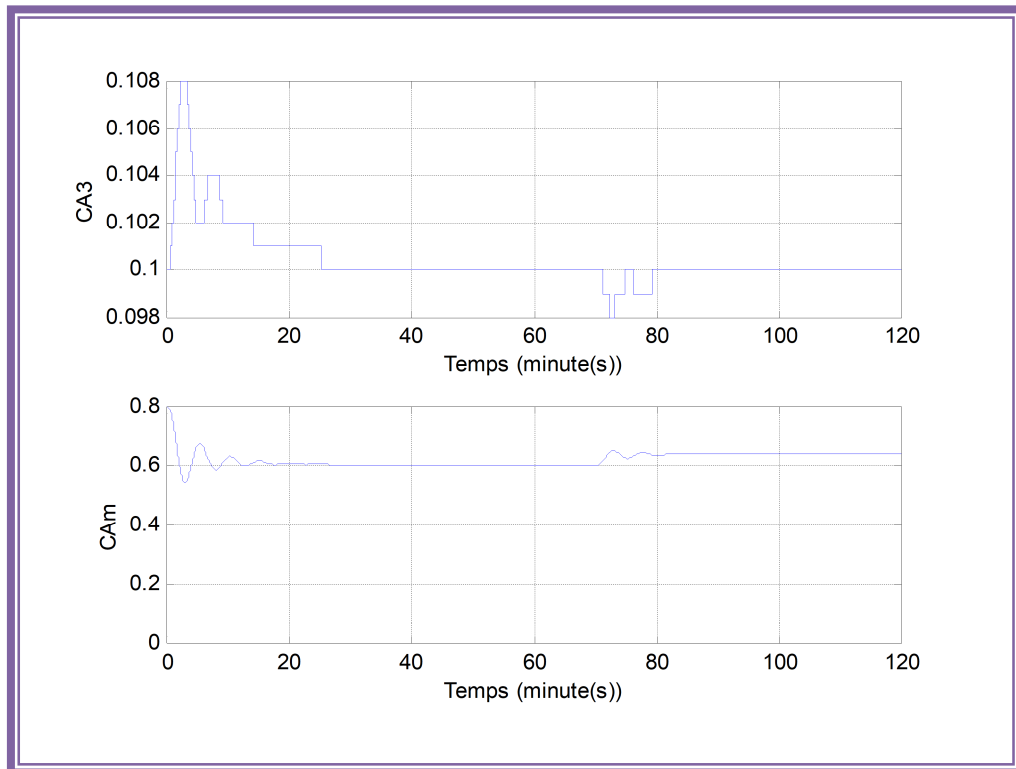
Fig. 7. Régulation de la concentration  $C_{A3}$  à 0.1 kg/m<sup>3</sup> en absence de toute perturbation sur  $C_{AD}$ .

#### 3.3.2. Étude du système en boucle fermé (avec contrôle) et en présence de perturbation

Les figures 8 et 9 montrent que le système de contrôle arrive à réguler la concentration  $C_{A3}$  à sa valeur de consigne (0.1 kg/m<sup>3</sup>) malgré la présence d'une perturbation intense relative à la concentration d'alimentation  $C_{AD}$ . Afin de mieux illustrer l'excellente performance du système de commande, il faut comparer la figure 8 avec la figure 5, et la figure 9 avec la figure 6.



**Fig.8.** Régulation de la concentration  $CA_3$  à 0.1 kg/m<sup>3</sup> en présence d'une perturbation impulsion sur  $C_{AD}$ , injectée à 1 heure, durant 10 minutes et valant +20%.

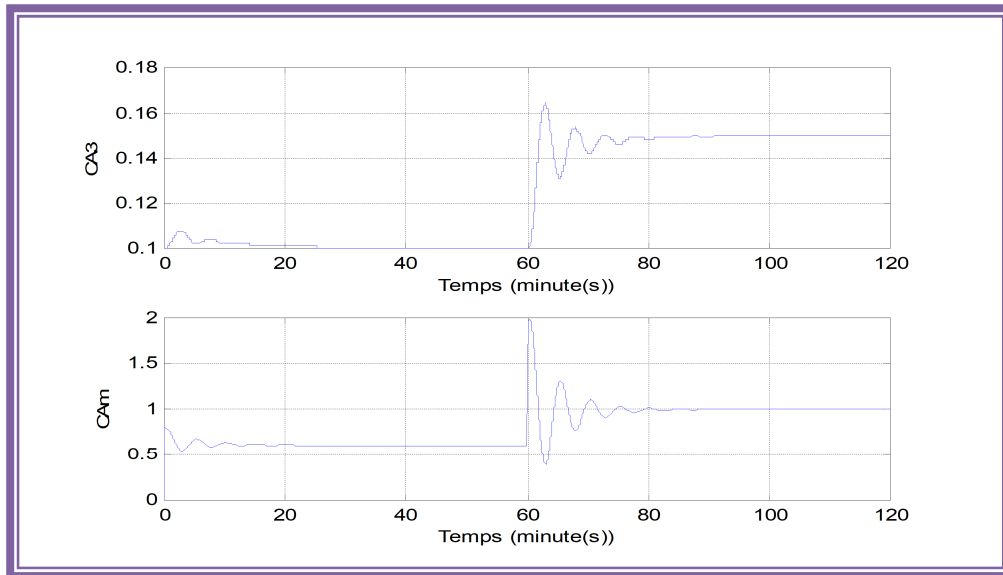


**FIG.9.** Régulation de la concentration  $CA_3$  à 0.1 kg/m<sup>3</sup> en présence d'une perturbation impulsion sur  $C_{AD}$ , injectée à 1 heure, durant 10 minutes et valant -20%.

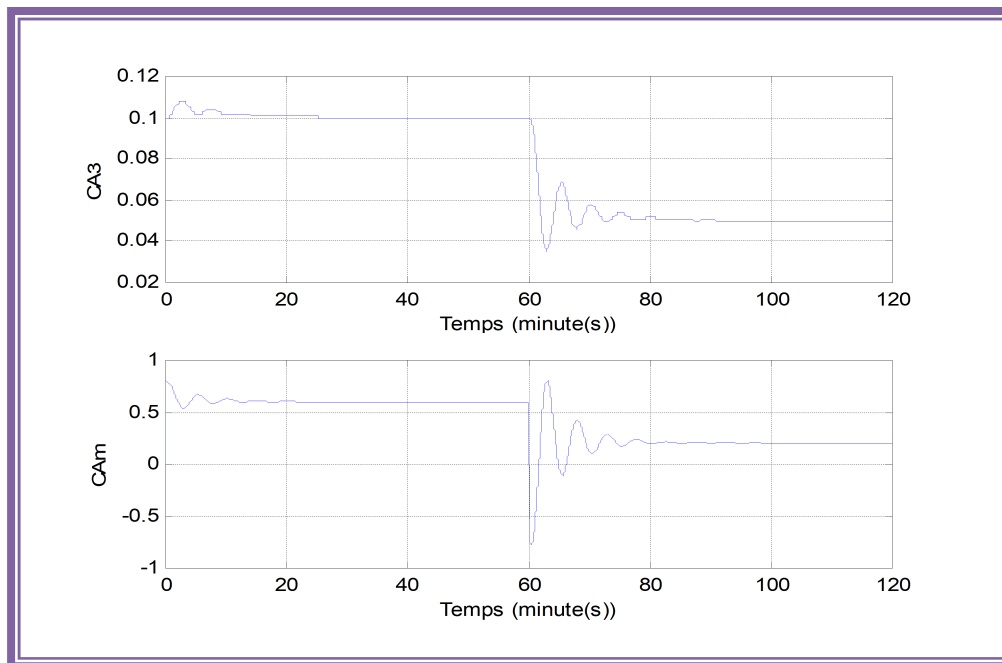


### 3.4. Étude du système en mode asservissement (changement de consigne)

Les figures 10 et 11 montrent que le système de contrôle se comporte d'une manière satisfaisante dans le cas d'un changement de consigne relatif à  $C_{A3}$ . En effet, la grandeur contrôlée ( $C_{A3}$ ) rejoint rapidement sa nouvelle valeur et le signal de commande ne présente pas de variations excessives préjudiciables à l'organe de contrôle (vanne).



**Fig.10.** Evolution de  $C_{A3}$  en fonction du temps en mode asservissement dans lequel la consigne sur  $C_{A3}$  varie de 0.1 à 0.15 kg/m<sup>3</sup> à partir de 1 heure.



**Fig. 11.** Evolution de  $C_{A3}$  en fonction du temps en mode asservissement dans lequel la consigne sur  $C_{A3}$  varie de 0.1 à 0.05 kg/m<sup>3</sup> à partir de 1 heure.

## 4. Conclusion

Cette étude nous a permis d'aborder et de traiter un problème relatif à la dynamique des réacteurs étagé et cela pour mieux comprendre les principales notions ayant trait à leur contrôle. Notre étude avait pour but de contrôler la concentration en réactif A ( $CA_3$ ) à la sortie du troisième étage d'un réacteur étagé non-catalytique. Le calcul des paramètres du contrôleur PI a été basé sur une méthode d'indentification et de synthèse. Les résultats trouvés se résument dans le fait que système de commande utilisé (contrôleur PI) se comporte très bien en mode régulation (rejection efficace des perturbations) et en mode asservissement (excellent suivi de la valeur de consigne).

## 5. Références

- [1] C. Bendjaouahdou, M. Koutchoukali and K. Belarbi. Contrôle d'un réacteur industriel catalytique opérant selon une configuration auto-thermique. *Sciences & Technologie B*. 2001, 1: 71-77.
- [2] C. Bendjaouahdou and M.H. Bendjaouahdou. Contrôle d'un réacteur industriel multi-étagé à lits fixes catalytiques. *International Journal of Innovation and Applied Studies*, 2014, 6: 400-408.
- [3] S. Sundari and A. Nachiappan . Simulation analysis of Series Cascade control Structure and antireset windup technique for a jacketed CSTR. *IOSR. Journal of Electrical and Electronics Engineering (IOSR-JEEE)*, 2013, 7(2): 93-99.
- [4] A. O. Ahmed, G. A. Gasmelseed, A. B. Karama and A.E. Musa. Cascade Control of a Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR). *Journal of Applied and Industrial Sciences*, 2013, 1 (4): 16-23.
- [5] M F. Rahmat, A M. Yazdani, Movahed and S. Mahmoudzadeh . Temperature control of a continuous stirred tank reactor by means of two different intelligent strategies. *International Journal on Smart Sensing And Intelligent Systems*, 2011, 4(2): 244-267.
- [6] M. Bakošová, A. Vasičkaninová, D. Puna and M. Ondrovičová. Cascade control of a chemical reactor, *32nd International Conference of SSCHE*, May 23–27, 2005, Tatranské Matliare, Slovakia.
- [7] M G. Balaton, L. Nagy, F. Szeifer. Model-Based Split-Range Algorithm for the Temperature Control of a Batch Reactor. *Engineering*, 2012, 4:515-525.
- [8] R. Urrea, J. Alvarez and A. Ramirez. Linear PI temperature-concentration cascade control for tubular reactors. *Chemical engineering communications*, 2008, 195(7): 803-820.
- [9] M. Jesus Josias, L. Santanaa Pedro and V. Silvab Flávio. Different Approaches in Concentration-Temperature Cascade Control of a Fixed Bed Reactor for the Phthalic Anhydride Synthesis. *Chemical engineering transactions*, 2013, 32: 1387-1392.
- [10] S. AlSabbah , M. AlDhaifallah and M. Al-Jarrah. Design of Multiregional Supervisory Fuzzy PID Control of pH Reactors. *Journal of Control Science and Engineering*, 2015, doi.org/10.1155/2015/396879.
- [11] S. Štampar, S. Sokolič, G. Karer and S. Vestnik. Nonlinear Control of a Hybrid Batch Reactor. *Journal of Mechanical Engineering*, 2013, 59(2): 112-123.
- [12] D. Nagrath, V. Prasad and B W Bequette. A model predictive formulation for control of open-loop unstable cascade systems. *Chemical Engineering Science*, 2002, 57: 365 – 378.
- [13] A. Kumar. Control systems. Prentice – Hall Of India, New Delhi, 2007.
- [14] W .L.Luyben, Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineering Mcgraw-Hill, 1990.