

Rapport PFE IMA5 2017/2018

Commande d'une centrale de production de biogaz

Said Ahmed Cheikh Soilihi IMA5 SA



Encadrants : Komi Midzodzi PEKPE

I/INTRODUCTION

Une centrale de biogaz est composée de plusieurs cuves étanches, appelées digesteur, dans lesquelles se produit le processus de fermentation. En absence d'oxygène, des bactéries dégradent la matière organique en biogaz. Les principaux produits de cette décomposition anaérobie sont le méthane, gaz de la famille des alcanes riche en énergies, et le dioxyde de carbone. Ces produits forment ainsi le biogaz qui peut être par la suite utilisé dans la production d'électricité ou du chauffage. La diversité des « matières premières » du biogaz peut permettre à de nombreux pays d'avoir accès à cette ressource. Elle peut ainsi réduire leur dépendance au pétrole et autre matières premières fossiles, et accroître leur indépendance énergétique. L'objectif de ce projet est de mettre en place des techniques de régulation et de supervision d'un digesteur. Pour ce faire nous devons d'abord assimiler les phénomènes qui se passent à l'intérieur de ces dits digesteurs, valider une modélisation puis implémenter la régulation.

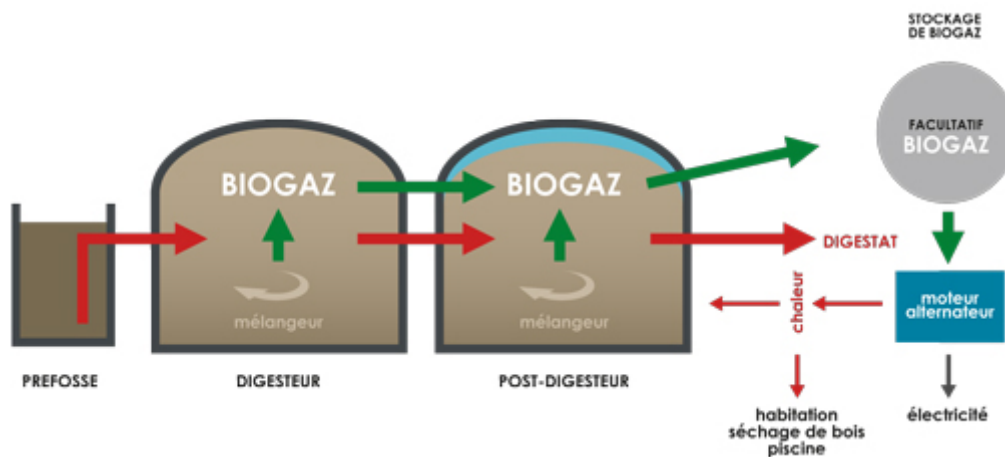


Figure 1

II/FONCTIONNEMENT D'UNE CENTRALE

Dans le cadre de mon projet, j'ai eu l'occasion de visiter le Centre de Valorisation Organique (CVO) se situant en Sequedin, ce qui m'a permis d'apprendre sur la production de biogaz à l'échelle industrielle.

1)Arrivage des biodéchets

Une fois arrivée au CVO, les biodéchets sont broyés et criblés, la partie fine est dirigée en zone de pré-fermentation où on la fera chauffer afin de préparer la dégradation organique lors de la méthanisation, mais aussi, stopper les fermentations parasites qui se

seraient développées dans les bacs et les véhicules de collectes. La fraction moins fine passe directement en zone de compostage.

2) Méthanisation

Après la phase de pré-fermentation, les biodéchets passent dans des digesteurs horizontaux de 1900 m² (fig 2) où ils séjournent 21 jours à 57°C (le digesteur est chauffé par de l'eau chaude elle-même chauffée par une chaudière fonctionnant au biogaz). Ces digesteurs fonctionnent à la manière d'un piston : les biodéchets entrants poussent le même volume de biodéchets vers la sortie.

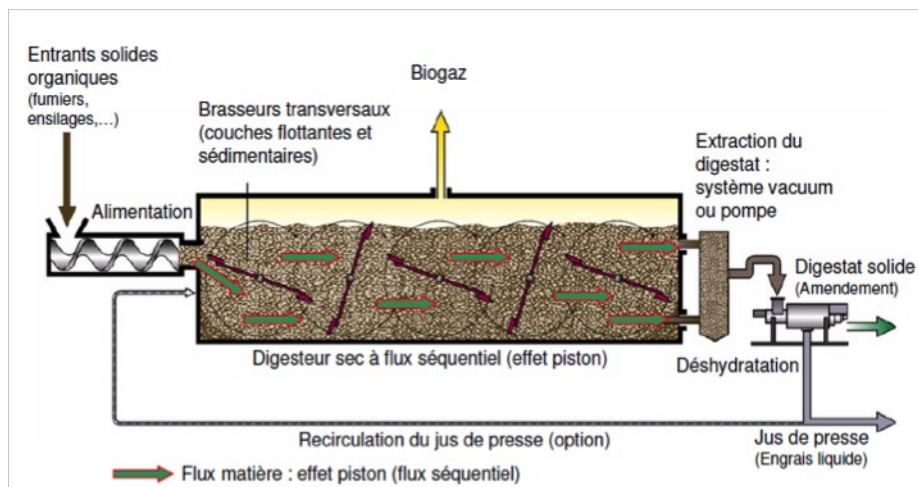
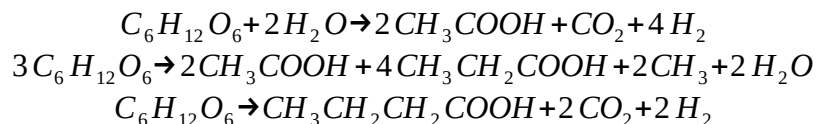


Figure 2

Le phénomène qui se passe à l'intérieur de ces digesteurs se nomme méthanisation [2]. Il s'agit de la dégradation anaérobie (en l'absence d'oxygène) de la matière organique produisant principalement du méthane et du dioxyde de carbone. Ce processus se déroule en quatre étapes : hydrolyse, acidogénèse, acétogénèse et méthanogénèse :

- **Hydrolyse et Acidogénèse**

Au cours de cette réaction, la matière organique complexe est désintégrée en acides organiques, alcools CO₂ et hydrogène.



- **Acétogénèse**

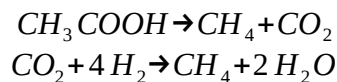
Durant cette étape, les produits de la précédente étape se transforment en initiateur de la méthanogénèse. : L'acétate, le CO₂ et l'hydrogène.



L'acidogénèse et l'acétogénèse présentent un optimum de vitesse de réaction pour des valeurs de pH allant de 5,2 à 6,2.

- **Méthanogénèse**

Lors de cette dernière réaction, le méthane est produit par des bactéries méthanogènes. Il existe deux voies de production du méthane : la transformation de l'acétate en méthane et dioxyde de carbone, et la transformation du dioxyde de carbone et du dihydrogène en méthane et en eau.



La récupération du biogaz ainsi produit est permise par des brasseurs qui font évacuer le biogaz vers la partie supérieure du digesteur.

3-1) Compostage intensif

Le compostage intensif est réalisé en parallèle dans 22 tunnels semblables à celui de la figure 3, l'hygiénisation du produit se fait durant de cette étape : le digestat est maintenu à une température de 55° C pendant 3 semaines dont une étape d'une heure à 70° C pour éliminer l'ensemble des éléments pathogènes.

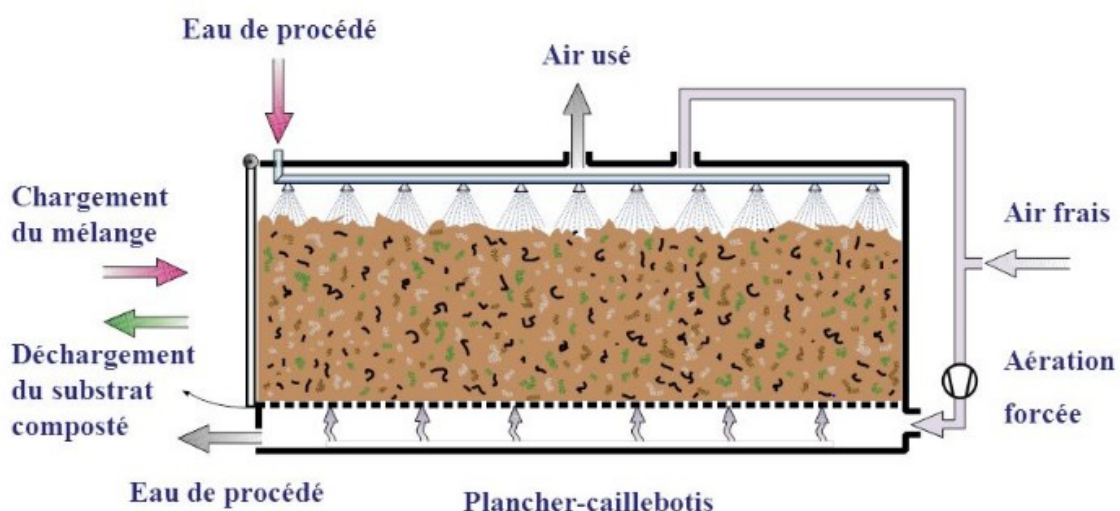


Figure 3

3-2)La maturation

La maturation est réalisée dans un halle fermé et couvert mais perméable à l'air. L'aération du compost permet de baisser sa température et son humidité, ce qui permet sa stabilisation. A l'issue de 21 jours de post-compostage, le compost obtenu est à parfaite maturation et apte à être utilisé.

4)Épuration du biogaz

Cette étape consiste à épurer le biogaz brut, sorti des digesteurs, composé d'environ 55 % de méthane, et le transformer en méthane carburant composé de 91 à 92 % de méthane. Lors de cette étape, le biogaz brut composé de 55 à 65 % de méthane est comprimé à une pression de 9 bars. Il est ensuite lavé dans une tour de contact, à contre-courant, remplie de billes en plastique qui servent à augmenter la surface de contact entre l'eau et le biogaz. Le biogaz circule de bas en haut tandis que l'eau refroidie circule de haut en bas. Le CO₂ est ainsi dissout dans l'eau ainsi que de polluants tels que le sulfure d'hydrogène corrosif pour les moteurs. On obtient en haut des tours, du biogaz composée à plus de 92 % de méthane.

III/RECHERCHE SUR LA MÉTHANISATION

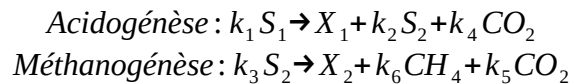
Des chercheurs ont pu établir des modèles permettant de décrire le processus de méthanisation : ADM1 et AM2.

1)Modèle ADM1

Ce modèle repose sur un bilan entrée/sortie de demande chimique en oxygène (DCO)[1]. Il considère 5 étapes pour la digestion anaérobie impliquant 7 espèces bactériennes. En effet, les 4 étapes présentées plus haut, à savoir l'hydrolyse, l'acidogénèse, l'acétogénèse et la méthanogénèse, sont précédées de la solubilisation de l'ensemble des particules. On ajoute aussi à ces processus biochimiques (les équilibres acide/base et les transferts entre les phases liquide et gazeuse). Néanmoins bien que ce modèle soit séduisant de par l'exhaustivité des phénomènes qu'il permet de décrire, sa complexité (26 équations et plus de 80 paramètres) en font un système fortement non-linéaire. Un autre modèle, dénommé AM2, synthétise les principaux flux de masse en ne considérant que deux populations bactériennes : les acidogènes et les méthanogènes. C'est ce modèle que je vais utiliser car sa structure simple permet le développement d'observateur et de commande, la base de mon projet.

2)Modèle AM2

L'objectif de mon projet est d'utiliser un modèle pouvant être analysé mathématiquement pour déduire des lois de commande. Le modèle AM2 fut développé dans le cadre d'un projet européen sur la modélisation et le contrôle de procédés de digestion anaérobie. Les étapes de la digestion anaérobie sont réduites à 2, à savoir l'acidogénèse et la méthanogénèse. Et seuls deux substrats et deux groupes bactériens sont considérés. Ce procédé est représenté de façon macroscopique par le schéma réactionnel suivant:



les quantités $\mu(S)X$ représentent les vitesses de réaction.

Acidogénèse : La biomasse acidogène (X_1) transforme le substrat organique S_1 en dioxyde de carbone et en acide gras volatils (AGV) (S_2).

Méthanogénèse : Les bactéries méthanogènes (X_2) présentes dans le digesteur consomment les AGV (S_2) et les transforment en méthane et en dioxyde de carbone.

Ce modèle définit un vecteur d'état $\zeta = (X_1, X_2, Z, S_1, S_2, C)$ avec

X_1 : Concentration de la population acidogène

X_2 : Concentration de la population méthanogène

Z : Alcalinité total du réacteur (Permet de réguler le pourcentage de CO_2)

S_1 : Concentration en substrat dans le réacteur

S_2 : Concentration en AGV dans le réacteur

C : Concentration totale en carbone inorganique

Il faut avoir à l'esprit que la vitesse de croissance d'une population bactérienne est donnée par

la formule de Monod : $\frac{dx}{dt} = \mu x$ avec $\mu = \mu_m \frac{s}{k_s + s}$ (Monod) ou $\mu = \mu_m \frac{s}{s + K_s + \frac{s^2}{K_I}}$ (Haldane)

L'évolution des variables de ce vecteur pour un réacteur à lit fixe est la suivante:

$$\begin{aligned}
\frac{dX_1}{dt} &= (\mu(S_1) - \alpha D) X_1 \\
\frac{dS_1}{dt} &= (S_{1e} - S_1) - k_1 \mu(S_1) X_1 \\
\frac{dX_2}{dt} &= (\mu(S_2) - \alpha D) X_2 \\
\frac{dS_2}{dt} &= (S_{2e} - S_2) - k_2 \mu(S_1) X_1 - k_3 \mu(S_2) X_2 \\
\frac{dZ}{dt} &= D(Z_e - Z) \\
\frac{dC}{dt} &= (C_e - C) + k_4 \mu(S_1) X_1 - k_5 \mu(S_2) X_2 \\
\mu(S_1) &= \mu_1 \frac{S_1}{S_1 + K_{S1}} \\
\mu(S_2) &= \mu_2 \frac{S_2}{S_2 + K_{S2} + \frac{S_2^2}{K_{I2}}} \\
q_M &= k_6 \mu(S_2) X_2
\end{aligned}$$

$\mu_1(S_1)$: Taux de croissance de la population acidogène selon la formule de Monod

$\mu_2(S_2)$: Taux de croissance de la population méthanogène selon la formule de Haldane

q_C : Débit volumique de CO_2

q_M : Débit volumique de méthane

P_C : Pression partielle de CO_2

D : Taux de dilution

α : Pourcentage de biomasse

k_1 : Rendement de la dégradation du substrat

k_3 : Rendement de la dégradation des AGV

et k_2, k_4, k_5, k_6 respectivement le rendement de production des AGV, CO_2 , CO_2 et CH_4 .

IV/Travail de modélisation

Pour cette partie, je me suis penché sur 3 approches différentes :

1)Boite noire

Une manière de modéliser le système serait de le considérer comme une boîte noire [6] ayant comme entrée le volume de substrat et en sortie, le volume de gaz. Ce système caractérisé par une fonction de transfert du premier ordre.

$$H(p) = \frac{K}{1 + \tau p}$$

Les paramètres de cette fonction sont déterminés à partir de la courbe de réponse du système réel à un échelon. Le problème avec cette méthode c'est que je n'ai pas de digesteur à ma disposition. J'ai dû alors me tourner vers des données d'articles scientifiques et j'ai pu identifier et obtenir la fonction de transfert suivante :

$$H(p) = \frac{202}{1 + 21,3 p}$$

2) Boîte blanche

a) Première tentative

Connaissant l'ensemble des équations d'état, on peut essayer de deviner l'évolution des variables d'état du système en les résolvant. C'est ce que j'ai entrepris en mettant en place une simulation sous simulink qui les résout une par une. (voir figure 3 et annexe a et b)

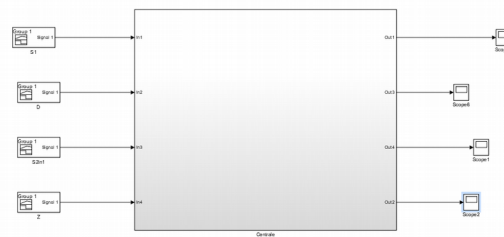


Figure 3

Cependant cette approche est fastidieuse et peut introduire des erreurs. Aussi la linéarité du système pas assurée. En effet , pour une entrée de 160 kg/j (le point de fonctionnement de la centrale de Sequedin [annexe e]) nous obtenons une sortie non linéaire (voir figure 4). Mais les autres sont physiquement impossible.

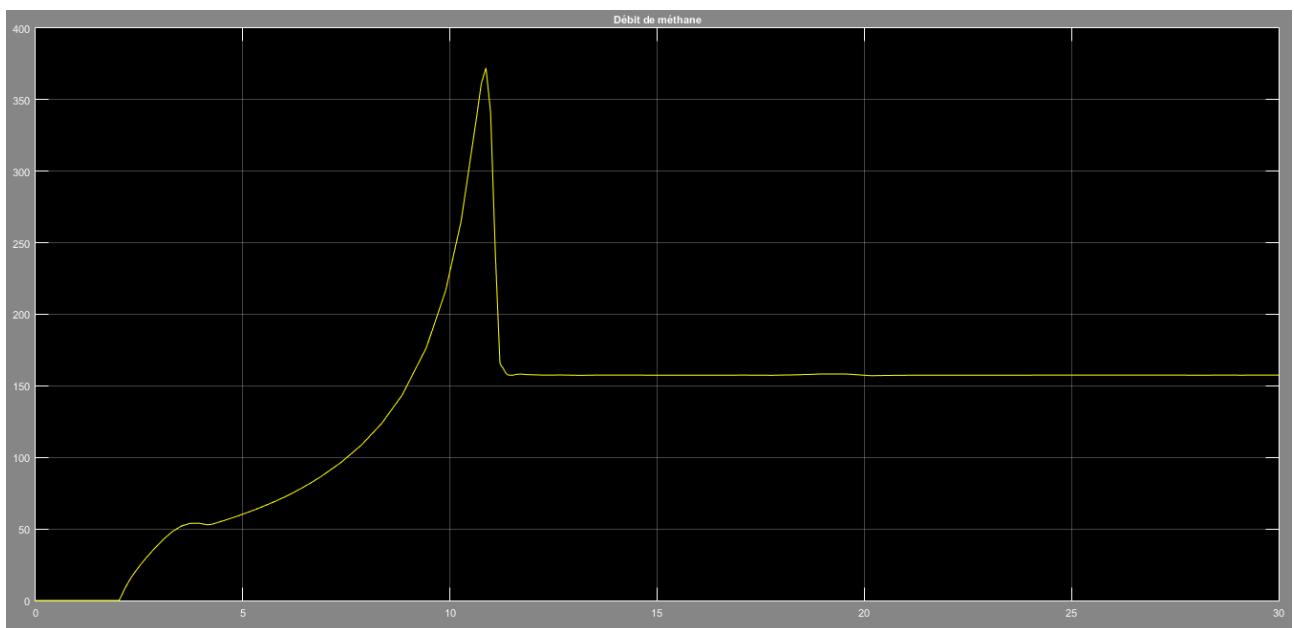


Figure 4

Alors que si nous soumettons le système à une entrée modeste (10 kg/j), le système réagit d'une manière linéaire (figure 5)



Figure 5

b) Seconde tentative

Aussi cette méthode ne me permet d'obtenir que le débit de méthane pas celui biogaz. En effet, j'ai eu du mal résoudre l'ensemble des équations une par une j'ai donc cherché une autre manière de présenter les équations différentielles, et j'ai choisi de les représenter sous forme matricielle.. Soit le vecteur d'état $\zeta=(S_1, S_2, X_1, X_2, C)$, on obtient alors comme équation matricielle :

$$\begin{pmatrix} \frac{dS_1}{dt} \\ \frac{dS_2}{dt} \\ \frac{dX_1}{dt} \\ \frac{dX_2}{dt} \\ \frac{dC}{dt} \end{pmatrix} = \begin{bmatrix} k_1 \phi_1 & 0 \\ k_2 \phi_1 & -k_3 \phi_2 \\ \phi_1 & 0 \\ 0 & \phi_2 \\ k_4 \phi_1 & k_5 \phi_2 \end{bmatrix} - D \begin{pmatrix} S_1 \\ S_2 \\ X_1 \\ X_2 \\ C \end{pmatrix} + D \begin{pmatrix} S_{1e} \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix}$$

J'ai donc mis en place une simulation représentant ce modèle avec des fonctions matlab (figure 5 et annexe c)

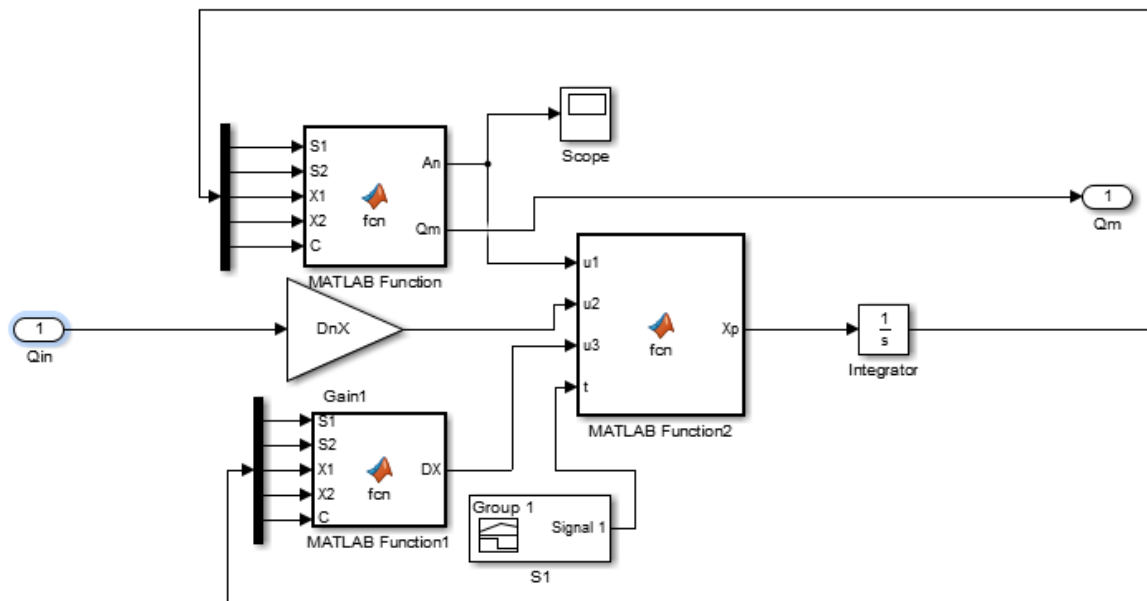


Figure 6

Pour commander ce système je l'ai tout d'abord linéarisé les vitesses grâce au développement de Taylor en travaillant autour d'un point de fonctionnement. Les expressions des vitesses de croissances de la biomasse X_1 et X_2 sont :

$$V_1(S_1, X_1) = \frac{\mu_1 S_1}{K_{s1} + S_1} X_1 \text{ et } V_2(S_2, X_2) = \frac{\mu_2 S_2}{K_{s2} + S_2 + \frac{S_2^2}{K_{I2}}} X_2$$

Sachant que le développement de Taylor pour ce cas est de :

$$f(x, y) \approx f(x_0, y_0) + (x - x_0) \frac{\partial f}{\partial x}(x_0, y_0) + (y - y_0) \frac{\partial f}{\partial y}(x_0, y_0)$$

On obtient :

$$V_1 = \frac{K_{s1} \mu_1 X_{10}}{(K_{s1} + S_{10})^2} * (S_1 - S_{10}) + \frac{\mu_1 S_{10}}{(K_{s1} + S_{10})} * (X_1 - X_{10})$$

et

$$V_2 = \frac{K_{s2} \mu_2 X_2 - \frac{\mu_2 S_2^2 X_2}{K_{I2}}}{(K_{s2} + S_2 + \frac{S_2^2}{K_{I2}})} * (S_2 - S_{20}) + \frac{\mu_2 S_2}{K_{s2} + S_2 + \frac{S_2^2}{K_{I2}}} * (X_2 - X_{20})$$

Une fois la vitesse linéarisé, $\zeta_0 = (0.8917, 0.3648, 1.2122, 3.055, C)$, on peut représenter le système sous la forme de la représentation d'état.

Une représentation d'état permet de modéliser un système dynamique sous forme matricielle en utilisant du vecteur d'état $\zeta = (S_1, S_2, X_1, X_2, C)$.

$$\frac{dx}{dt} = Ax + Bu$$

$$y = Cx + Du$$

A: Matrice d'état contenant les variables d'état

B: Matrice de commande

C: Matrice d'observation permettant de déterminer les variables d'état qu'on souhaite voir

D: Matrice d'action directe

Cette représentation permet de déterminer l'état du système à n'importe quel instant futur si l'on connaît l'état à l'instant initial et le comportement des variables exogènes qui influent sur le système.

On obtient alors comme matrice A :

$$\begin{bmatrix} \frac{dS_1}{dt} \\ \frac{dS_2}{dt} \\ \frac{dX_1}{dt} \\ \frac{dX_2}{dt} \\ \frac{dC}{dt} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} k_1\phi_1 - D & 0 & -k_1\phi_1 & 0 & 0 \\ k_2\phi_1 & -k_3\phi_2 - D & k_2\phi_1 & -k_3\phi_2 & 0 \\ \phi_1 & 0 & \phi_1 - \alpha D & 0 & 0 \\ 0 & \phi_2 & 0 & \phi_2 - \alpha D & 0 \\ k_4\phi_1 & k_5\phi_2 & k_4\phi_1 & k_5\phi_2 & -D \end{bmatrix} \begin{bmatrix} S_1 \\ S_2 \\ X_1 \\ X_2 \\ C \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{\rho_{e0}}{V} & \frac{Q_{e0}}{V} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} Q_e \\ 0 \end{bmatrix}$$

Et on calcul la matrice K de sorte que le nouveau système soit 3 fois plus rapide que le précédent (Annexe d)

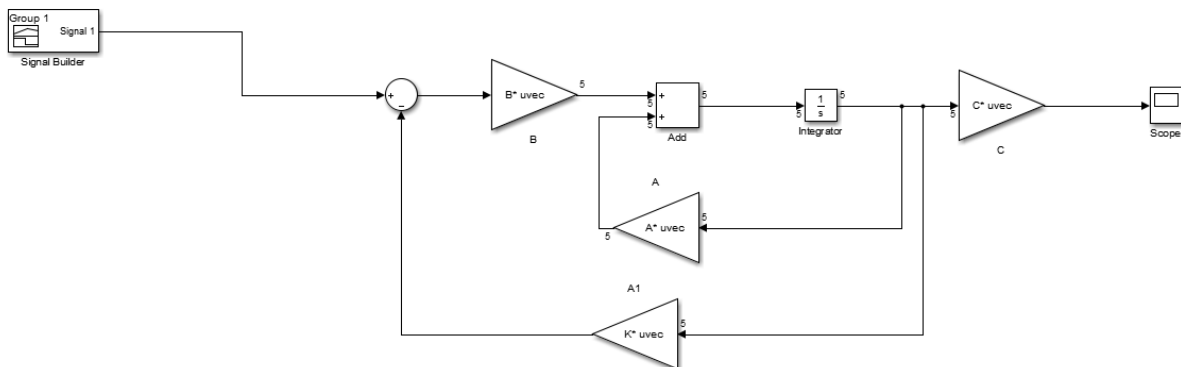


Figure 7

On obtient comme réponse :

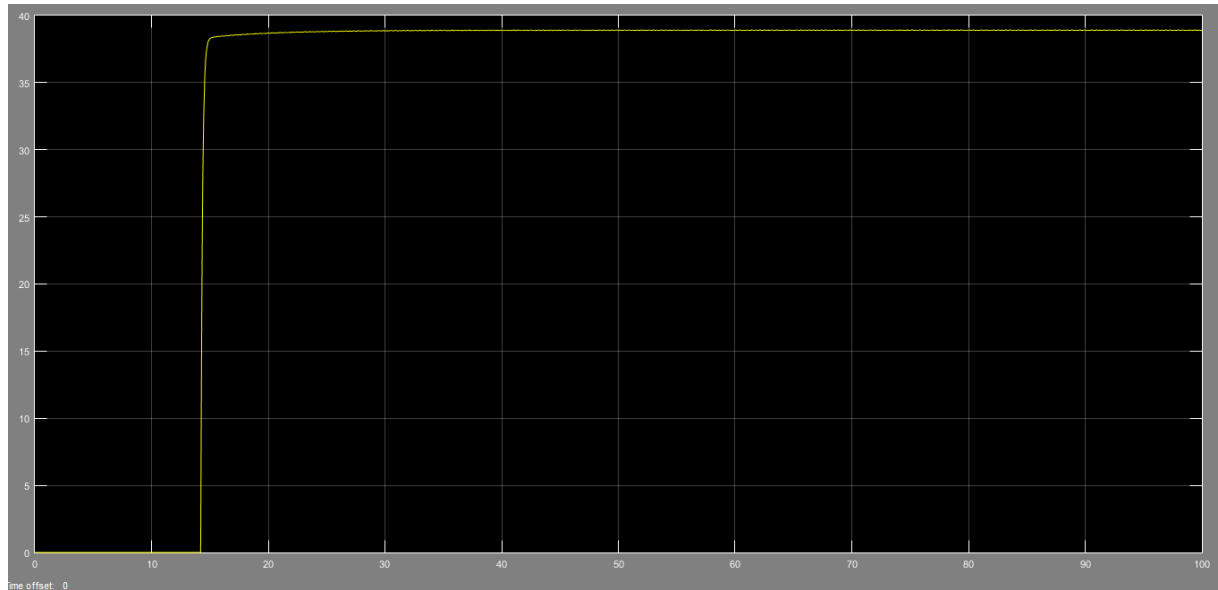


Figure 8

V/Observateur classique

Après la prise de contact avec le CVO, on m'a informé qu'ils ne disposaient pas des données à la sortie du digesteur. C'est alors que j'ai entrepris la démarche de mettre en place un capteur logiciel permettant l'estimation des variables d'état du système.

Cependant, après vérification, ce système n'est pas observable (il y a un état inobservable). Néanmoins il existe un théorème de décomposition qui stipule qu'il existe une matrice **T** tel que **X_i=TX** et transforme le système en

$$\begin{pmatrix} \frac{dX_{NO}}{dt} \\ \frac{dX_O}{dt} \end{pmatrix} = \begin{bmatrix} A_{NO} & A_{12} \\ 0 & A_O \end{bmatrix} \begin{pmatrix} X_{NO} \\ X_O \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} B_{NO} \\ B_O \end{pmatrix}$$

$$Y = \begin{bmatrix} 0 & C_O \end{bmatrix} \begin{bmatrix} X_{NO} \\ X_O \end{bmatrix}$$

Avec NO: non-observable et O : observable.

On obtient ces matrices grâce à la fonction **obsvf** de matlab (annexe f).

La matrice A obtenue est la suivante :

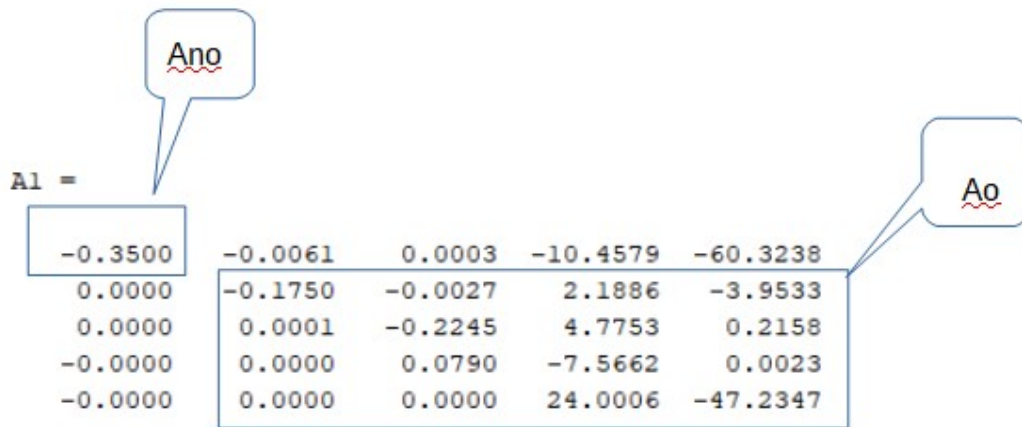


Figure 9

J'ai mis en place l'observateur (fig 10 et annexe g) et procédé aux simulations (figure 11).

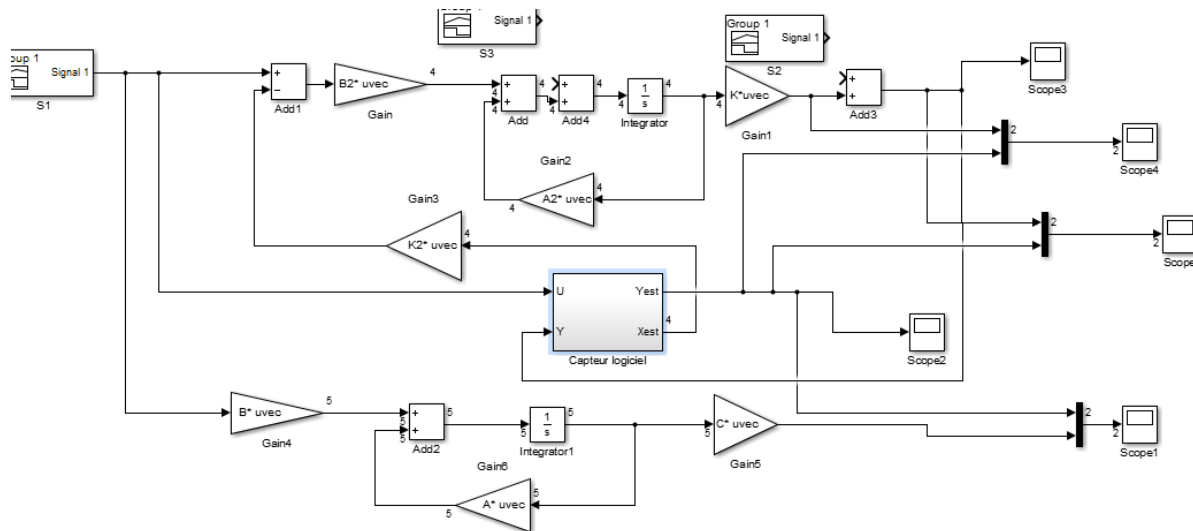


Figure 10

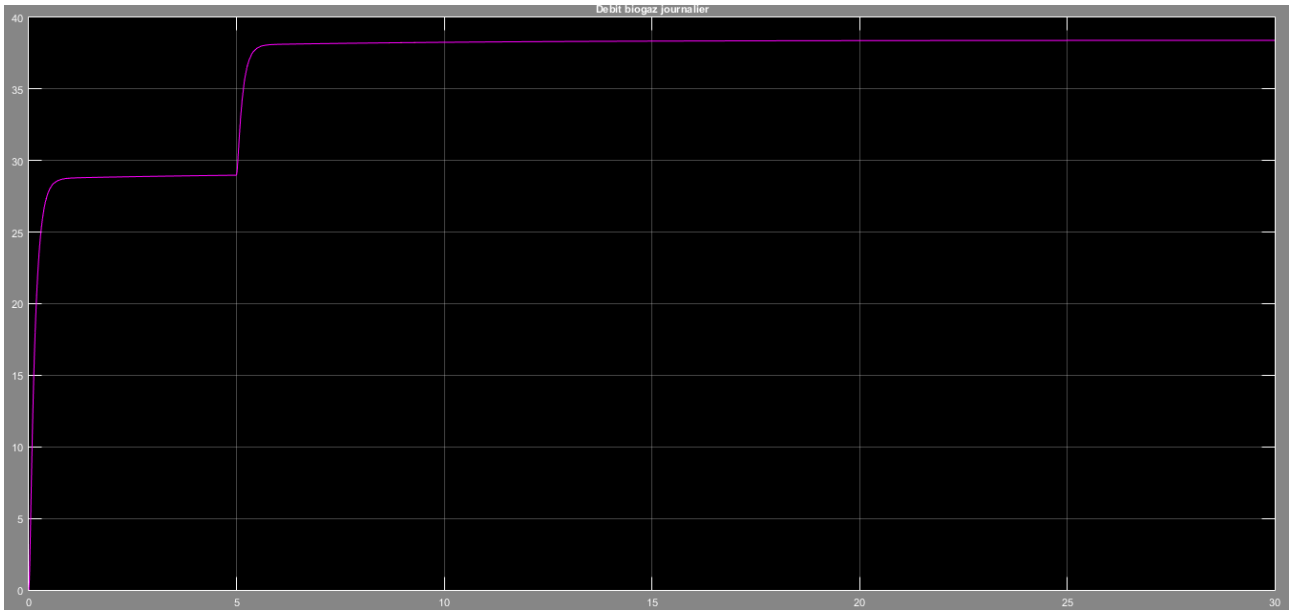


Figure 11

Cependant pour palier aux bruits d'état et aux bruits de mesures, j'ai aussi procédé à l'implantation d'un observateur de Kalman-Bucy. X

VI/Observateur Kalman Bucy

Il s'agit du même type de la même démarche que l'observateur classique, mais ici on ajuste le gain en fonction des bruits d'état et de mesures. Le workspace (fig 12) est divisé en 3 : le

système, l'estimateur et le calcul du gain

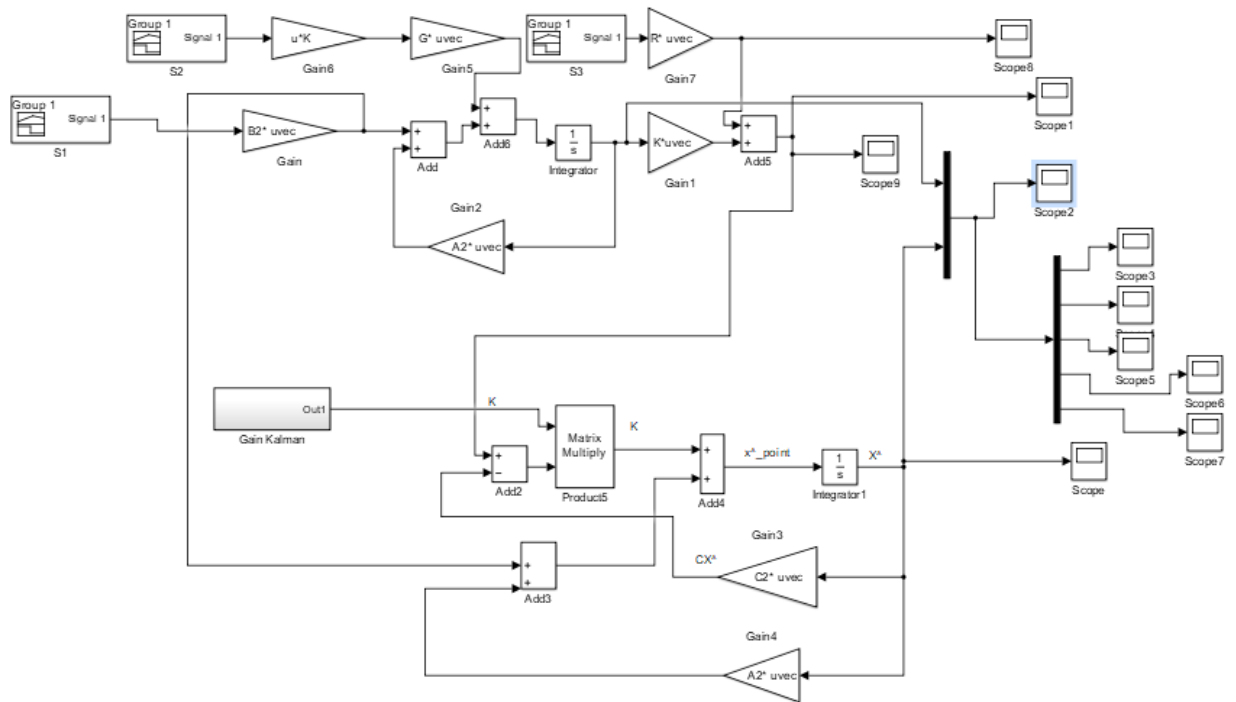


Figure 12

Cependant l'observateur que j'ai défini ne masque pas totalement les bruits, il faudrait donc revoir l'estimation des bruits :

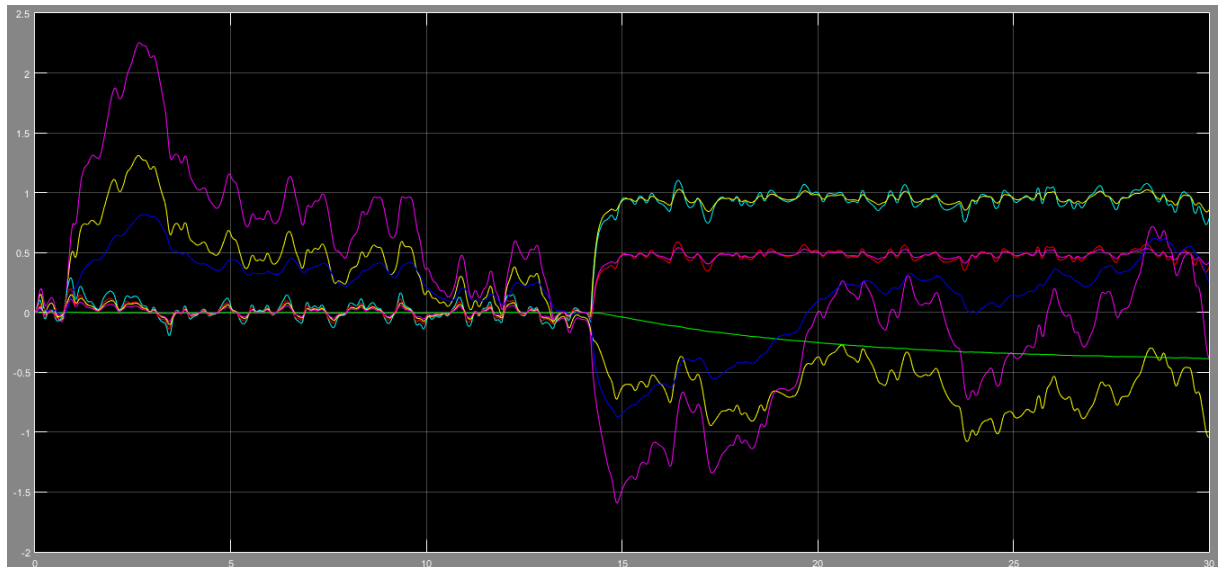


Figure 12

VII/Conclusion et perspectives

Au cours de ce projet j'ai pu acquérir des connaissances dans le domaine des biogaz, de par mes recherches et mes diverses discussions avec les professionnels du secteur. J'ai pu aussi revoir et perfectionner mes connaissances en automatique.

Ayant mis en place le système de régulation à partir de la modélisation d'un digesteur, une suite à ce projet serait de modéliser la phase d'épuration, elle aussi non linéaire et de faire la régulation de celle-ci, afin d'avoir une régulation d'ensemble de la centrale.

V/Référence bibliographique

[1] Modélisation de la qualité du biogaz produit par un fermenteur méthanogène et stratégie de régulation en vue de sa valorisation de **Jonathan Hess**.

[2] Modélisation des processus biochimiques de la méthanisation [
<http://hmf.enseeiht.fr/travaux/bei/beiere/book/export/html/2247>]

_Dynamical model development and parameter identification for an anaerobic wastewater treatment process

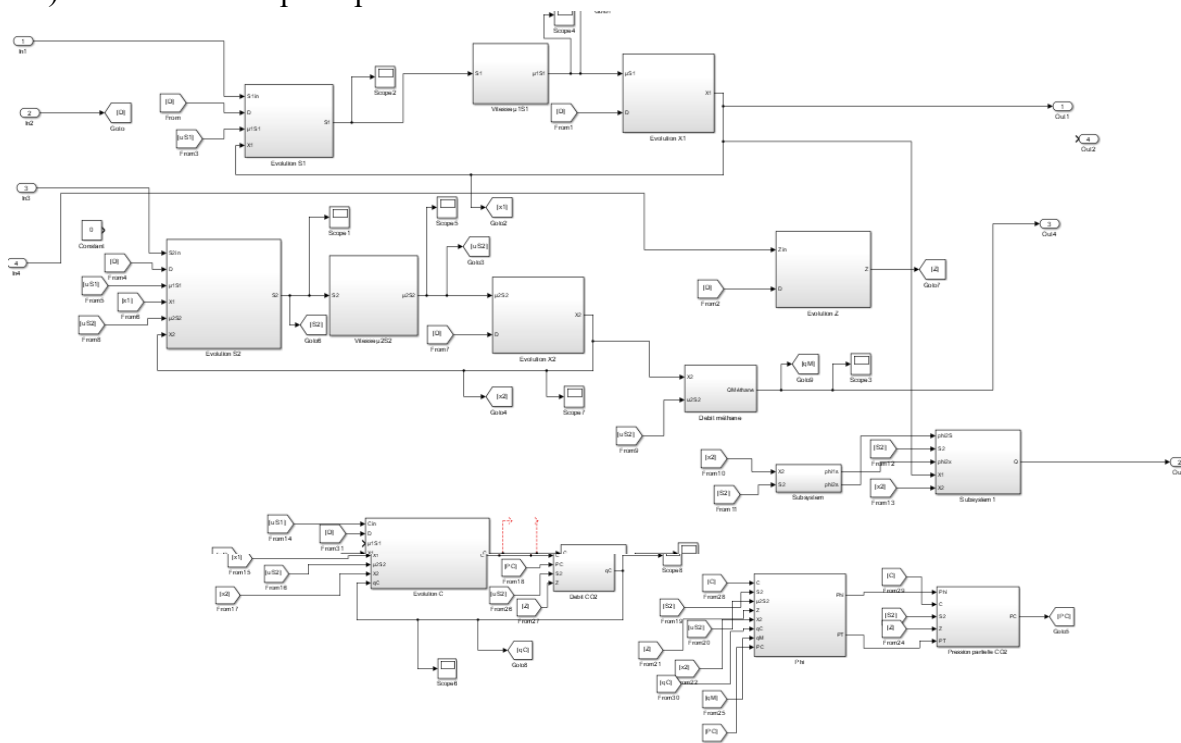
_Biogas Production Modelling: A Control System Engineering Approach

Dynamical Model Development and Parameter Identification for an Anaerobic Wastewater Treatment Process (Bernard et al. 2001)

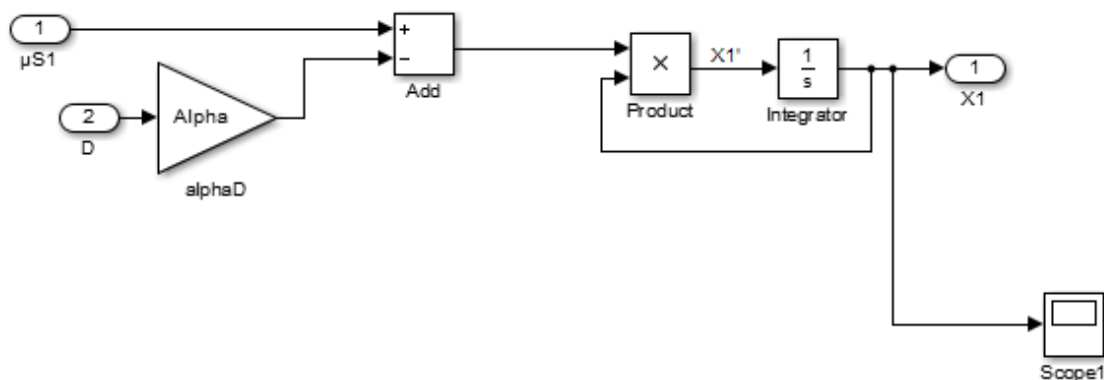
[6] Biogas Production Modelling: A Control System Engineering Approach

VI/Annexe

a)Intérieur du bloc principal



b)Intérieur du bloc X1 à titre d'exemple :



c) Fonctions du modèle non-linéaire :

```
function [An,Qm] = fcn(S1,S2,X1,X2,C)
    Qin=0.657;
    Pin=1149;
    S1b=1.2122;
    X1b=0.8917;
    S2b=3.055;
    X2b=0.3648;
    Qm=28.921;
    D=0.35;
    V=10.78;
    mu1=1.2;
    KS1=7.1;
    mu2=0.74;
    KS2=9.28;
    KI2=16;
    alpha=0.5;
    k1=42.14;
    k2=116.5;
    k3=268;
    k4=50.6;
    k5=343.6;
    k6=453;
    p1= ((mu1*S1)/(KS1+S1))*X1;
    p2= ((mu2*S2)/(KS2+S2+((S2*S2)/KI2)))*X2;
    A=[-k1*p1 0;k2*p1 -k3*p2;p1 0;0 p2;k4*p1 k5*p2];
    An = A;Qm=k6*p2;
```

```
1 function Xp = fcn(u1,u2,u3,t)
2 - if t ==0
3 -     A=[0 0;0 0;0 0;0 0;0 0];
4 -     S=A+u2+A;
5 - else
6 -     S=u1+u2+u3;
7 - end
8
9 - Xp = S(:,1);
10 end
```

```
1 function DX = fcn(S1,S2,X1,X2,C)
2 - D=0.35;
3 - D1=[S1 0;S2 0;X1 0;X2 0;C 0];
4 - DX = D1;
```

d) Code permettant le calcul la matrice de retour d'état :

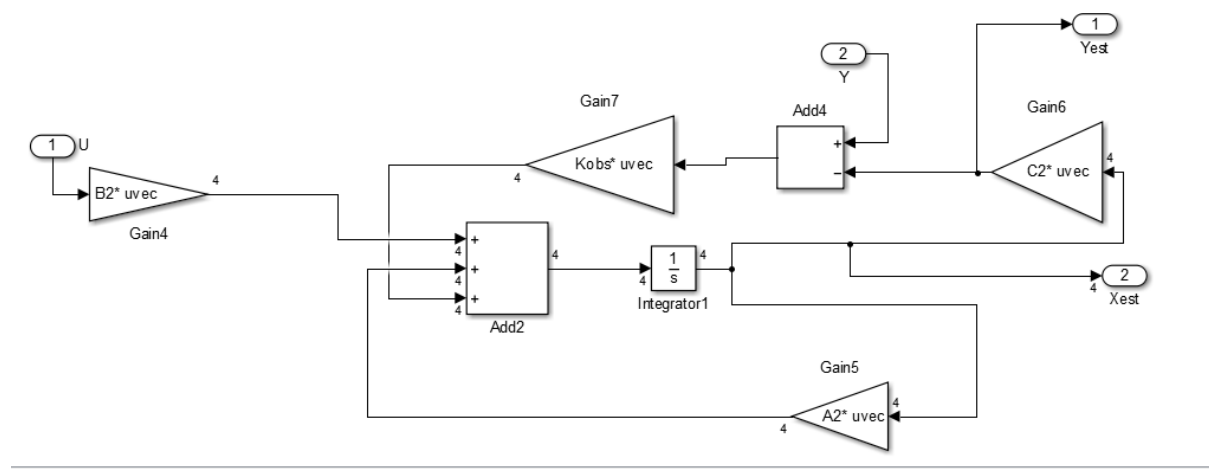
```
%Gain retour
SYS=ss(A,B,C,D);
pol_A=eig(A);
K=acker(A,B,pol_A');

DnX=[D 0;0 0;0 0;0 0;0 0];
Dn=D*[1 1 1 1 1];
```

e) Données annuels du CVO

Données du CVO de SEQUEDIN						
Apports	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Tonnages traités CVO	57 721,98	66 019,68	68 960,76	71 079,80	51 537,12	49 590,06
Entrants - Tonnages PRIS EN CHARGE	57 721,98	66 019,68	81 369,76	77 419,80	51 537,12	50 687,78
Tonnages Dverts	22 879,04	22 765,10	24 187,26	37 873,86	23 382,58	14 379,66
Tonnages FFOM	23 406,06	27 513,12	28 594,38	34 968,18	23 805,28	31 507,40
Tonnages RHF	2 377,88	2 802,46	4 228,12	4 577,76	4 349,26	4 800,72
Déchets tiers	9 059,00	12 939,00	24 360,00	-	-	-
Sortants - Tonnages Evacués	6 883,94	5 256,18	20 421,92	14 374,20	6 272,32	7 772,26
Détournement exploitant	-	-	12 409,00	6 340,00	-	1 097,72
Refus	6 883,94	5 256,18	8 012,92	8 034,20	6 272,32	6 674,54
Produits	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Tonnages compost	18 253,35	20 698,04	25 426,94	23 322,25	19 354,98	14 446,72
Tonnages Ferrailles	-	-	58,26	136,92	67,40	64,74
Tonnages Bois	726,82	-	3 362,66	5 781,38	3 598,08	-
Tonnages Mulch	44,48	149,70	112,32	-	-	-
Nm3 de biométhane injecté	239 876,00	600 410,00	833 445,00	574 850,00	585 959,00	648 798,89
Biométhane vendu GRdF en KWh PCS	2 454 679,00	6 036 100,00	8 519 195,00	5 539 365,00	5 929 390,00	6 519 780,00
	6 mois d'injection!					

g) bloc observateur



f)

```
[A1,B1,C1,T]=obsvf(A,B,C)
A2=[-0.1750 -0.0027 2.1886 -3.9533; 0.0001 -0.2245 4.7753 0.2158; 0.0000 0.0790 -7.5662 0.0023; 0.0000 0.0000 24.0006 -47.2347]
B2=[-3.0382 -56.6250 90.2497 0.0062]'
C2=[0 -0.0000 0.0000 79.5306]
```