

On veut contrôler un procédé industriel relativement complexe : un dépropaniseur.

Un dépropaniseur est une colonne à distiller binaire dans laquelle entre continuellement un mélange de propane (C_3H_8) et de butane (C_4H_{10}). Une colonne à distiller repose sur un procédé physique simple : les molécules les plus lourdes (butane) sont séparées des molécules les plus légères (propane) par simple effet de la gravité. Il n'y a aucune réaction chimique dans une colonne à distiller mais simplement la séparation d'un mélange composé.

Comme il n'y a que deux composés dans l'entrée (raison pour laquelle le procédé est dit "binaire"), et pour des raisons physico-chimiques, les températures en tête et en fond de colonne sont directement reliées aux concentrations d'éthane dans le mélange en sortie de colonne (tête et fond). Ces deux concentrations sont les variables à réguler. On veut par exemple qu'en tête de colonne, le mélange soit constitué de 90% de propane (pour 10% de butane) et qu'en fond de colonne, le mélange soit constitué de 90% de butane pour 10% de propane.

Pour maintenir ces consignes, on utilise habituellement deux variables de contrôle :

- Rebouillage : le fond de la colonne est chauffé. : la colonne se comporte comme une grosse cocotte-minute, la vapeur traverse les plateaux (percés) et entraine avec elle les molécules les plus légères vers le haut de la colonne. Le débit vapeur V constitue le premier contrôle.
- Reflux : la tête de la colonne est refroidie par de gros dissipateurs thermiques. La vapeur est condensé et le liquide revient doucher l'intérieur de la colonne, entraînant au fond les molécules les plus lourdes. Le débit liquide est noté L .

Un troisième paramètre, non contrôlable, est à considérer : la proportion de propane dans la charge entrant dans la colonne. Ce paramètre noté Z_f n'est pas manipulable mais il est subi comme une perturbation (il résulte des traitements en amont du dépropaniseur).

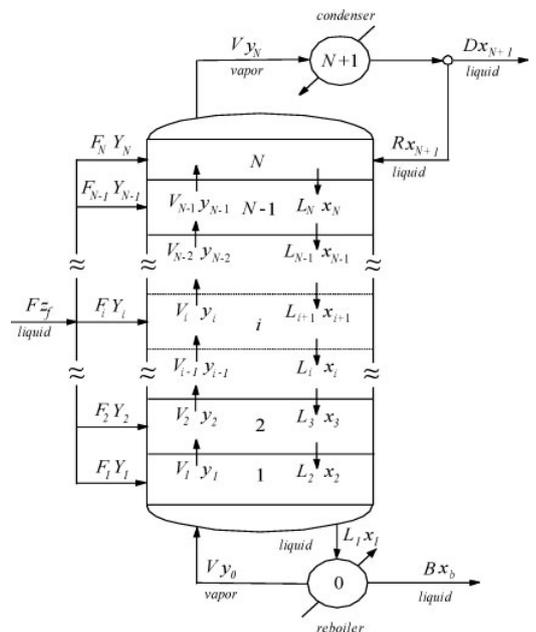


FIGURE 1 – Un système 2 entrées / 2 sorties

1 Commande LQ d'un dépropaniseur

Le but de ce TP est donc :

1. Identifier un modèle linéaire de la colonne ;
2. Concevoir un contrôleur multivariable pour cette colonne.

1.1 Identification

Le dépropaniseur sera toujours opéré avec des consignes de l'ordre de 90% en tête et 10% en fond (ces valeurs désignent des pourcentages de propane dans le mélange propane/butane). Il faut donc identifier le modèle autour de ces valeurs. Attention : une colonne à distiller est un procédé assez difficile à réguler, d'autant plus difficile que le coefficient de volatilité relative¹ est proche de 1.

Vous noterez que le procédé est nonlinéaire : les sorties sont par exemple toujours comprises entre 0 et 1, quelles que soient les entrées (donc le gain n'est pas constant) !

La période d'échantillonnage est $T_e = 1mn$.

1.2 Contrôle par commande optimale

Réalisez une commande LQ de la colonne à distiller. Vérifiez les performances (comparées aux PIDs) lors de variations importantes de la qualité de la charge Z_f (ces variations surviennent quand on change de brut dans la raffinerie, par exemple quand on passe d'un brut Vénézuélien (lourd) à un brut Nigérien (léger). Pour simuler un tel "choc", faire passer Z_f de 20% à 80% en essayant de maintenir la qualité en sortie constante (90% et 10%).

1. La volatilité d'un composé chimique est le rapport de la fraction molaire de la phase gazeuse y sur la fraction molaire de la phase liquide x dans une situation d'équilibre. La volatilité relative de deux composants est le rapport de volatilité entre le plus volatil et le moins volatil des composants. On le note souvent α .

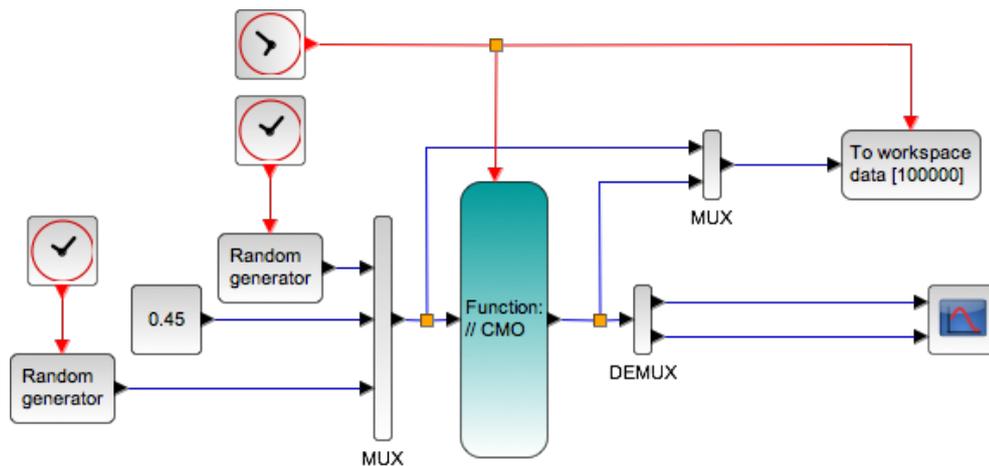


FIGURE 2 – Modèle pour l'acquisition

2 Indications

Pour l'identification, on utilisera les entrées qui varient autour du point d'équilibre :

- L varie autour de 13.05 ± 1 avec une période de 17
- $Z_f = 0.45$
- V varie autour de 17.40 ± 1 avec une période de 13

et la simulation dure 300 secondes.

```

Te = 1;
n=4;ny=2;nu=2;
x0=zeros(n,1);
// Après avoir lancé cmo_acq.xcos, on récupère data:
nsmp=length(data.time);
U=data.values(1:nsmp,[1,3])';
Y=data.values(1:nsmp,4:5)';
// Compute R
S=15;
[R,N1,SVAL] = findR(S,Y',U');
SYS1 = findABCD(S,n,ny,R) ;SYS1.dt=0.1;
A=SYS1(2);B=SYS1(3);
C=SYS1(4);D=SYS1(5);x0=SYS1(6);
save('ABCD.mat','A','B','C','D','x0','data')
    
```

On obtient (suivant les seed)

$$A = \begin{pmatrix} 0.9802983 & -0.0640476 & 0.2502601 & 0.0812921 \\ -0.0024282 & 0.9359701 & -0.1438074 & 0.1716033 \\ 0.0168643 & -0.0289195 & 0.1438793 & 0.1673957 \\ -0.0093178 & -0.0602725 & 0.0191320 & 0.9772207 \end{pmatrix} \quad B = \begin{pmatrix} -0.0258399 & 0.0232236 \\ 0.0166184 & -0.0164791 \\ 0.0859252 & -0.0860013 \\ -0.0039927 & 0.0021830 \end{pmatrix}$$

$$C = \begin{pmatrix} -0.2924657 & -0.1569273 & 0.6460108 & 0.1908649 \\ -0.0543688 & 0.3466818 & 0.6966199 & -0.2156871 \end{pmatrix} \quad D = \begin{pmatrix} -0.0081184 & -0.0018370 \\ 0.0059721 & 0.0027493 \end{pmatrix}$$

Le résultat de cette identification est validé par le schéma Figure 3 et les courbes visibles Figure 4. Le résultat n'est visiblement pas très bon car le procédé est fortement non linéaire donc les gains sont mal estimés. On

pourrait améliorer la moyenne en centrant au préalable les signaux, mais cela ne sert à rien puisque l'intégrateur corrigera cette erreur. Par contre, il subsistera une erreur sur les gains dus à la nonlinéarité ($L+1$ et $L-1$ n'ont pas du tout un impact opposé). Cette erreur aura un impact (modéré) sur la qualité du contrôleur tant que l'on restera dans la plage de fonctionnement où on a identifié le procédé. Cette même erreur sera rédhibitoire si on essaie de contrôler le procédé autour d'un point de fonctionnement très différent, ou si le procédé s'écarte trop de sa plage de fonctionnement, suite à des perturbations. C'est un contrôleur linéaire, donc local. Pour encore améliorer les performances, il faudrait développer un contrôleur non linéaire.

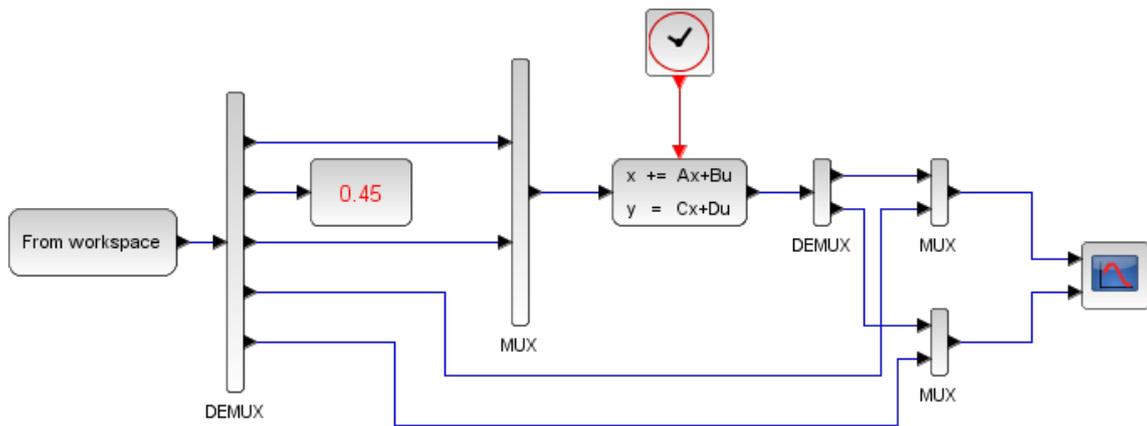


FIGURE 3 – Modèle pour la validation

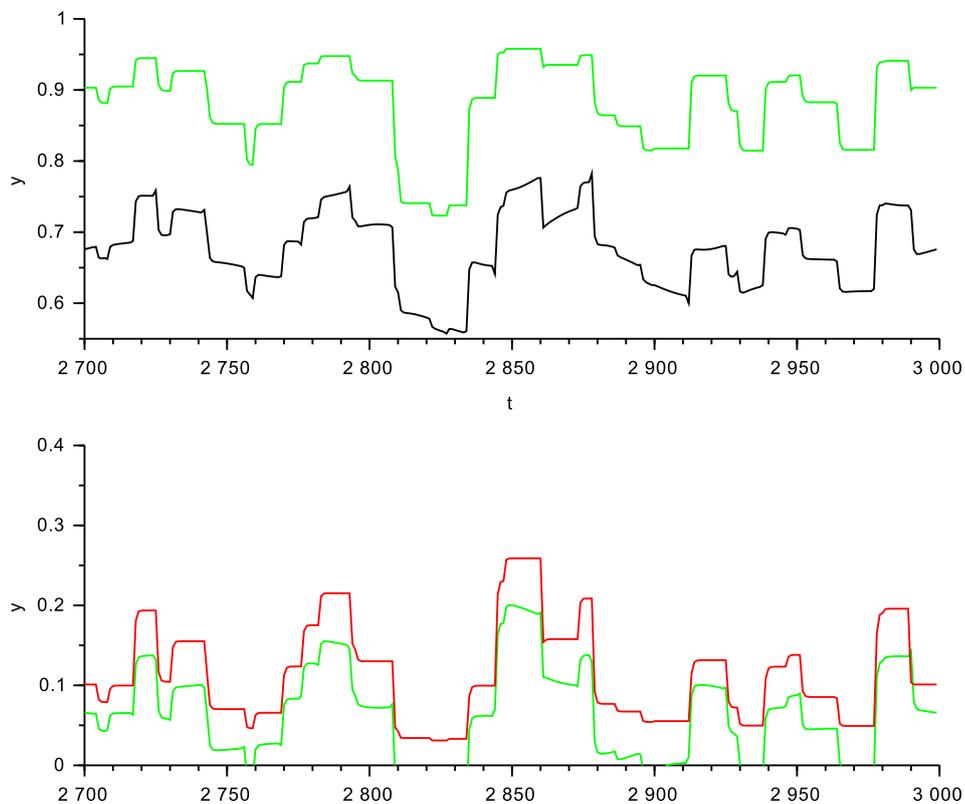


FIGURE 4 – Validation de l'identification