

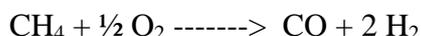
**BTS SESSION 1995 – 2h – Coefficient 3****Technologie – Génie chimique – Schéma****FABRICATION DU BUTANAL**

TOUTES LES PARTIES SONT INDEPENDANTES

**I - Enoncé**

**I.1** - Le butanal ou n-butyraldéhyde est fabriqué industriellement par le procédé "oxo"

L'oxydation ménagée du gaz naturel (méthane) par l'oxygène à l'aide d'un catalyseur au Nickel suivant la réaction simplifiée



a lieu à 35 bar et 1 450 °C dans un four **F** (voir annexe, **page 3 / 3**)

**I.2** - Le mélange gazeux obtenu sort du four à 1 300°C. Il est refroidi à 800°C dans un récupérateur de chaleur **E<sub>1</sub>** qui sert au préchauffage des gaz entrant dans le four puis à 120°C dans un échangeur à faisceau tubulaire **E<sub>2</sub>**; où on produit de la vapeur d'eau à 8 bar et enfin dans un échangeur **E<sub>3</sub>** qui amène les gaz à la température de 70°C.

**I.3** - Le mélange sortant du four est trop riche en hydrogène ; par passage dans une unité de séparation à membrane **S<sub>1</sub>**, le rapport molaire H<sub>2</sub>/CO est ramené à 1. (L'hydrogène ainsi récupéré sera utilisé pour hydrogéner les aldéhydes en alcools dans un autre atelier).

**I.4** - Le gaz de synthèse (mélange équimolaire CO + H<sub>2</sub>) à 70°C et 29 bars est utilisé pour réaliser l'hydroformylation du propène en continu en présence d'une solution catalytique aqueuse diluée de rhodium.

On introduit dans le réacteur le propène gazeux préchauffé à 70°C et à une pression de 25 bars et la solution catalytique à un débit de 50 kg/h.

La réaction est exothermique et se déroule en phase liquide, dans un réacteur agité **R** à double enveloppe, à 18 bars et à 95°C. Le mélange liquide sortant est détendu à 8 bars.

**I.5** - Le mélange réactionnel détendu à 8 bars pénètre dans un appareil de distillation flash **F<sub>1</sub>**. **F<sub>1</sub>** est une simple cuve à double paroi où la température est maintenue à 60°C par circulation d'eau. La phase gazeuse à 60°C passe dans un cyclone **S<sub>2</sub>** ; les incondensables sont recyclés dans le réacteur **R**. Les phases liquides sont rassemblées et réchauffées à 130°C dans un échangeur de chaleur **E<sub>4</sub>**.

**I.6** - La phase liquide est envoyée dans un deuxième flash **F<sub>2</sub>** à pression atmosphérique. Les produits entraînés par les vapeurs sont séparés dans un cyclone **S<sub>3</sub>** et refroidis à 60°C. La phase gazeuse contient essentiellement les aldéhydes et un peu de vapeur d'eau. La phase liquide contient la solution catalytique qui sera recyclée.

**II - Travail demandé****II.1 - Schéma**

Faire le schéma de procédé (format A4) correspondant à la partie 4 de l'énoncé (réacteur **R** et accessoires) en indiquant les mesures, régulations, sécurités nécessaires au bon fonctionnement de l'installation.

**II.2 - Production de vapeur d'eau**

L'échangeur  $E_2$  produit de la vapeur à 8 bars. Il est alimenté par de l'eau à  $80^\circ\text{C}$ . Calculer le débit d'eau nécessaire et la quantité de vapeur formée lors du refroidissement du gaz de  $800$  à  $120^\circ\text{C}$ .

**II.3 - Séparateur à membrane : attention aux rapports molaires**

Le rapport molaire  $\text{H}_2/\text{CO}$  du mélange entrant est de 2.

Calculer le titre massique correspondant.

Le débit massique du mélange gazeux entrant est de  $100 \text{ kg/h}$ .

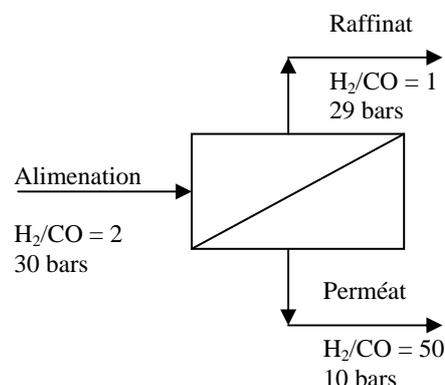
Le mélange qui traverse la membrane (perméat) est enrichi en  $\text{H}_2$  et le rapport molaire  $\text{H}_2/\text{CO}$  du perméat est de 50.

On obtient un rapport molaire  $\text{H}_2/\text{CO}$  du raffinat = 1 en sortie du séparateur.

Calculer les compositions massiques du raffinat et du perméat.

Déterminer le débit massique du raffinat.

*Le candidat peut présenter sa solution sous la forme d'un tableau.*



**II.4 -** Le débit de propène est de  $126 \text{ kg/h}$ . Le gaz de synthèse est en léger excès par rapport au propène. La réaction a un rendement massique de  $99 \%$  par rapport au propène et une sélectivité de  $90 \%$  en butanal.

Calculer la masse de butanal formée en une heure.

**III - Données**

Chaleur latente de vaporisation de l'eau :

$L = 2\,535 - 2,9 \cdot t$  avec  $t$  en  $^\circ\text{C}$  et  $L$  en  $\text{kJ/kg}$ .

Relation de Duperray :

$P = (t/100)^4$  avec  $P$  en bar absolu et  $t$  en  $^\circ\text{C}$ .

Chaleur massique de l'eau liquide :

$c_2 = 4,18 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$

Chaleur massique de la vapeur d'eau :

$c_3 = 2,2 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$

Chaleur massique moy. des gaz sortant du four F :

$c_1 = 1,52 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$

Débit massique des gaz sortant du four F :

$Q_m = 100 \text{ kg/h}$

| Température d'ébullition à P normale en $^\circ\text{C}$ |      |
|--|------|
| $\text{H}_2$   | -253 |
| CO   | -192 |
| Propène  | -48  |
| Méthylpropanal   | 64   |
| Butanal  | 75   |
| $\text{H}_2\text{O}$                                     | 100  |

| Masse molaire des corps purs | g/mol |
|------------------------------|-------|
| $\text{H}_2$                 | 2     |
| CO                           | 28    |
| Propène                      | 42    |
| Méthylpropanal               | 72    |
| Butanal                      | 72    |
| $\text{H}_2\text{O}$         | 18    |

ANNEXE

