

# BACCALAURÉAT TECHNOLOGIQUE - SESSION 2005

SCIENCES ET TECHNOLOGIES DE LABORATOIRE  
SPECIALITE : CHIMIE DE LABORATOIRE ET DE PROCÉDES INDUSTRIELS

## Épreuve de GÉNIE CHIMIQUE

### Partie écrite

Durée : 3 heures

Coefficient : 3

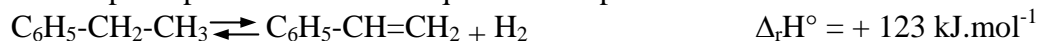
Le sujet comporte 5 pages dont une annexe (page 5/5) à rendre avec la copie. Calculatrice autorisée.

### TECHNOLOGIE ET SCHEMA : SYNTHÈSE DU STYRENE

#### A• PRINCIPE

• Le styrène, de formule  $\text{C}_6\text{H}_5\text{-CH=CH}_2$ , est utilisé pour son aptitude à polymériser. N'existant à l'état naturel qu'à l'état de traces, sa production est entièrement synthétique. Plus de 90 % du styrène est ainsi produit par déshydrogénation de l'éthylbenzène.

• La réaction principale est endothermique et incomplète :

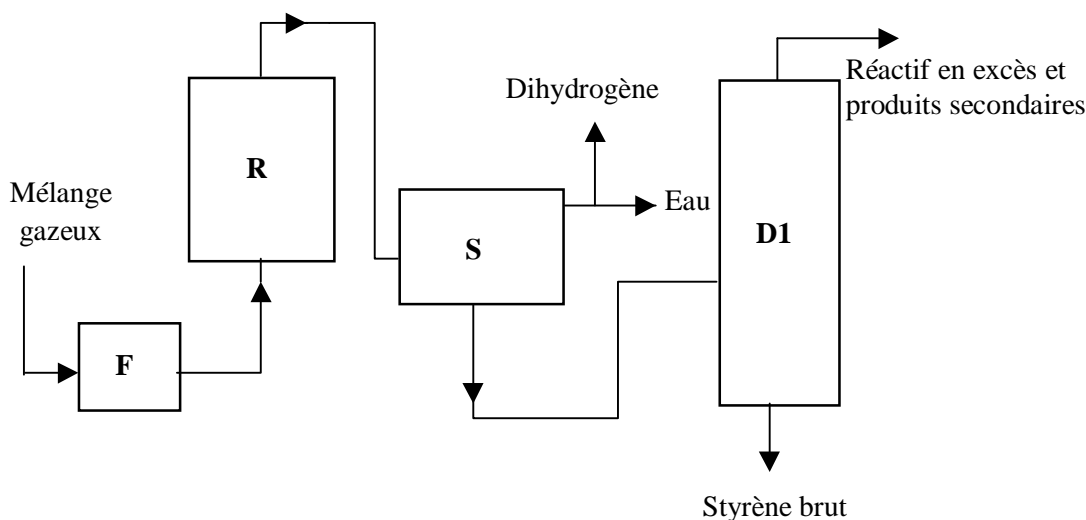


Elle est accompagnée des réactions parasites de formation de benzène et de toluène.

• Pour optimiser le rendement, on opère sur un catalyseur disposé en plusieurs lits, les effluents d'un lit étant réchauffés avant leur introduction sur le lit catalytique suivant, afin de compenser le refroidissement dû au caractère endothermique de la réaction.

• Pour empêcher que le catalyseur ne se désactive, l'éthylbenzène est dilué par de la vapeur d'eau.

#### B• DESCRIPTION DU PROCÉDÉ



## **I• Réaction**

L'éthylbenzène frais, mélangé à l'éthylbenzène recyclé, est vaporisé sous pression atmosphérique dans un échangeur à faisceau tubulaire **E1** (non représenté) puis chauffé jusqu'à 500 °C dans le four **F** (à ne pas représenter).

De la vapeur d'eau surchauffée à 750 °C, dite vapeur de procédé, lui est ensuite mélangée.

Le débit de vapeur est contrôlé, pour garder constant le titre du mélange, par un analyseur situé à l'entrée du réacteur de déshydrogénation **R**. Celui-ci est constitué d'une colonne comprenant deux garnissages imprégnés de catalyseur séparés par un échangeur thermique.

Le mélange traverse le premier lit catalytique ( $\approx 650$  °C à l'entrée) en se refroidissant. Il est ensuite réchauffé, dans l'échangeur à faisceau tubulaire vertical **E2** intégré dans la virole du réacteur, par de la vapeur surchauffée à 750 °C dont le débit est asservi à la température d'entrée du second lit catalytique ( $\approx 650$  °C).

## **II• Décantation**

Dans un échangeur réglé **E3**, les effluents (580 °C) sont condensés et refroidis à 40 °C puis envoyés dans un séparateur florentin **S** en :

- une phase gazeuse résiduaire évacuée vers une ligne de récupération ;
- une phase aqueuse, liquide, qui sera ensuite traitée (ne pas représenter) ;
- une phase organique liquide (65 % de styrène) qui est distillée dans une colonne **D1**, après passage dans un réservoir tampon muni d'une respiration équipée d'un arrête-flamme, sous pression atmosphérique.

Une pompe centrifuge **P1** reprend le mélange pour alimenter la colonne **D1** qui fonctionne à reflux externe sous pression atmosphérique.

## **III• Distillation**

Le mélange, réchauffé, est injecté à débit constant au milieu de la colonne.

En tête de colonne, toutes les vapeurs (mélange éthylbenzène + benzène + toluène), sont condensées grâce à un échangeur tubulaire horizontal **E4**. Le débit de l'eau de refroidissement est asservi à la température de sortie des condensats.

Le débit de reflux est asservi à la température de tête de colonne.

Le distillat est envoyé vers deux colonnes (ne pas représenter) où l'on sépare les constituants du distillat.

Le bouilleur est constitué d'un échangeur à faisceau tubulaire **E5**, extérieur, monté en thermosiphon, alimenté par de la vapeur d'eau dont le débit est asservi à la perte de charge de la colonne.

Le styrène brut (mélange styrène + résidus) est soutiré en pied de colonne puis envoyé vers une colonne **D2** (ne pas représenter) où l'on sépare ensuite le styrène commercial des résidus combustibles.

## **C• TRAVAIL DEMANDE**

### **I• Schéma**

Sur le format A4 fourni (**annexe à rendre avec la copie, page 5/5**), suivre les indications précédentes et compléter le schéma en respectant les règles de sécurité et en assurant le bon fonctionnement de l'installation, à partir du réacteur **R**.

### **II• Cours**

Le séparateur florentin **S**.

1. Réaliser le schéma et donner le principe de fonctionnement d'un séparateur florentin.
2. Indiquer la position de l'interface et préciser quel réglage permet de modifier cette position dans le séparateur.

### III• Exercices

#### 1. Étude de l'échangeur E1

**1.1.** L'éthylbenzène est introduit au débit  $q_E = 35 \text{ t.h}^{-1}$  à  $25^\circ\text{C}$  et ressort à  $160^\circ\text{C}$  de l'échangeur **E1**. L'échangeur **E1** fonctionne sous pression atmosphérique. Il est chauffé à la vapeur d'eau saturée arrivant à sa température de condensation  $\theta$ , sous 13 bar (pression absolue). Les eaux de purge sont évacuées dès leur formation.

**1.1.1.** Le sens de circulation à co-courant ou contre-courant joue-t-il un rôle sur la valeur de la température de sortie de l'éthylbenzène ? Justifier.

**1.1.2.** Vérifier que le flux de chaleur échangé dans **E1** est égal à  $1,94 \times 10^7 \text{ kJ.h}^{-1}$ .

**1.1.3.** Calculer  $\theta$ .

**1.1.4.** En déduire le débit de vapeur de chauffe.

**1.2.** L'échangeur est constitué de 13 tubes de 5 cm de diamètre et de 10 m de long. : déterminer le coefficient global d'échange de **E1**.

#### Données :

- Ethylbenzène

Température d'ébullition sous la pression atmosphérique :  $T_E = 136^\circ\text{C}$

Enthalpie de vaporisation :  $L_E = 320 \text{ kJ.kg}^{-1}$ .

Capacité thermique massique du liquide :  $c_{El} = 1,75 \text{ kJ.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$ .

Capacité thermique massique de la vapeur :  $c_{Ev} = 1,66 \text{ kJ.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$ .

- Eau

Relation entre la pression absolue en bar et la température d'ébullition en  $^\circ\text{C}$  :  $P = (\theta / 100)^4$

Enthalpie massique de vaporisation :  $L_v = 2535 - 2,9 \times \theta$ , en  $\text{kJ.kg}^{-1}$ , avec  $\theta$  en  $^\circ\text{C}$ .

- Flux de chaleur échangé à travers une surface S

$$\Phi = KS\Delta\theta$$

- Écart de température moyen logarithmique :  $\Delta\theta_m = \frac{\Delta\theta_1 - \Delta\theta_2}{\ln\left(\frac{\Delta\theta_1}{\Delta\theta_2}\right)}$

#### 2. Étude de la pompe P1

Le styrène brut (titre massique  $w_1 = 95\%$ ) est soutiré en pied de colonne **D1** au débit  $Q = 27,5 \text{ t.h}^{-1}$ . Le taux de reflux est réglé de telle sorte que le distillat soit totalement exempt de styrène. Le réservoir et la colonne **D1** fonctionnent sous la pression atmosphérique.

**2.1.** Déterminer le débit masse  $q_m$  de la pompe **P1** (on rappelle que le titre massique du mélange entrant dans la pompe est  $w = 65\%$  en styrène).

Le préchauffeur introduit une perte de charge de 8,9 m de liquide.

La canalisation, de diamètre 5 cm, longue de 20 m, crée une perte de charge unitaire de 7 cm de liquide par mètre de canalisation.

Dans les conditions de fonctionnement, le circuit d'alimentation comporte une vanne à moitié ouverte, un coude à 90 °, un clapet anti-retour induisant au total une perte de charge de 1,2 m de liquide.

Le niveau du liquide dans le réservoir tampon est de 1,50 m au-dessus du niveau du sol. La hauteur de la colonne (qui repose sur le sol) est de 19,0 m.

**2.2.** Calculer la hauteur manométrique de la pompe. On considérera que  $u_2 = u_1$  dans l'équation de Bernoulli.

**2.3.** En prenant comme débit masse de la pompe **P1** la valeur  $q_m = 40 \text{ t.h}^{-1}$ , calculer la puissance utile délivrée par la pompe.

**Données:**

- Relation de Bernoulli :

$$H_{mt} + \frac{P_1}{\rho \cdot g} + \frac{u_1^2}{2g} + z_1 = \frac{P_2}{\rho \cdot g} + \frac{u_2^2}{2g} + z_2 + J$$

- Accélération de la pesanteur :  $g \approx 10 \text{ m.s}^{-2}$

- Écart de température moyen logarithmique :  $\Delta\theta_m = \frac{\Delta\theta_1 - \Delta\theta_2}{\ln\left(\frac{\Delta\theta_1}{\Delta\theta_2}\right)}$

ANNEXE A RENDRE AVEC LA COPIE

