

**BREVET TECHNICIEN SUPÉRIEUR
CHIMISTE**

Génie Chimique

**Durée : 3 heures
Coefficient : 3**

Matériel autorisé :

Calculatrice de poche à fonctionnement autonome, sans imprimante et sans dispositif de communication externe (circulaire n° 99-186 du 16/11/99).

**Dès que le sujet vous est remis, assurez-vous qu'il est complet.
Le sujet comporte 8 pages, numérotées de 1 à 8.**

Les deux annexes, pages 7/8 et 8/8, sont à rendre avec la copie.

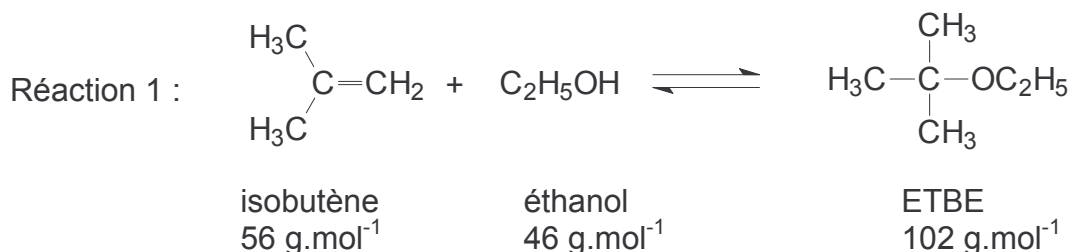
Code sujet : CHGEN-P07

FABRICATION DE L'ÉTHYLTERTIOBUTYLETHER (ETBE)

I- DESCRIPTION DU PROCÉDÉ

1.1. Principe

La réaction se déroule en phase liquide sous pression en présence d'un catalyseur (résine cationique macroporeuse). On fait réagir de l'isobutène contenu dans un mélange d'hydrocarbures en C₄ (coupe C₄) avec de l'éthanol en excès (mélange éthanol-eau à 90 % en masse)



La réaction 1 est exothermique : $\Delta_r H^\circ = -36,5 \text{ kJ.mol}^{-1}$.

1.2. Description de l'unité

Le schéma de principe de la partie réaction est donné en annexe 1, page 7/8.

L'installation comporte un premier réacteur fonctionnant à température constante (80 °C) grâce au recyclage du mélange sortant qui est refroidi dans un échangeur. Le rendement de production de l'ETBE pour ce réacteur est de 90 %. Le mélange réactionnel sortant du premier réacteur est ensuite dirigé vers une installation de rectification-réaction qui permet d'augmenter le rendement et d'effectuer la séparation de l'ETBE qui est récupéré en pied et du mélange gazeux contenant de l'eau, de l'éthanol, de l'isobutène et les hydrocarbures saturés en C₄.

Le mélange gazeux est ensuite dirigé vers une installation de récupération de l'éthanol (voir descriptif de la partie schéma de fabrication, **page 5/8**).

II- ÉTUDE DU PROCÉDÉ (la question 2.3. est indépendante des questions 2.1. et 2.2.)

2.1. Bilan thermique dans le réacteur K1

L'annexe 1 (**page 7/8, à rendre avec la copie**) donne les indications nécessaires à la résolution de cette partie.

2.1.1. Le rendement de production d'ETBE au niveau de **K1** est de 90 % par rapport à l'isobutène. Calculer le débit molaire d'isobutène converti en ETBE dans **K1**.

2.1.2. Calculer le flux thermique dégagé par la réaction.

2.1.3. Les réactifs (coupe C₄, mélange éthanol-eau) et le mélange réactionnel recyclé entrent à 40 °C dans **K1**. Calculer le débit de recyclage du mélange réactionnel pour que la température se maintienne à 80 °C dans le réacteur **K1**, supposé adiabatique.

2.1.4. La température du mélange réactionnel après refroidissement dans l'échangeur **E** est de 40 °C. L'eau de refroidissement qui alimente l'échangeur **E** entre à 20 °C et sort à 45 °C : calculer le débit d'eau de refroidissement.

DONNÉES

Capacité calorifique : 2,3 kJ.kg⁻¹.K⁻¹ (on prendra la même valeur pour la coupe C₄, le mélange éthanol-eau et le mélange réactionnel).

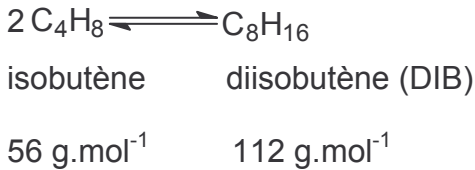
Capacité calorifique de l'eau : 4,2 kJ.kg⁻¹.K⁻¹

2.2. Étude de l'ensemble des deux réacteurs K1 et K2.

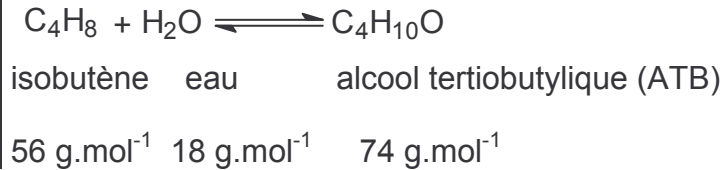
La réaction 1 : $C_4H_8 + C_2H_6O \rightleftharpoons ETBE$

s'accompagne de deux réactions secondaires qui consomment aussi de l'isobutène.

Réaction 2



Réaction 3



En utilisant les données figurant dans l'annexe 1 (**page 7/8**), répondre aux questions suivantes puis compléter les tableaux de l'annexe 1 (**à rendre avec la copie**).

2.2.1. Calculer les débits massiques d'isobutène, de C4 saturé, d'eau et d'éthanol à l'entrée de **K1**.

2.2.2. Calculer les débits massiques d'ETBE, d'éthanol, de DIB, d'ATB, de C4 saturés dans le mélange liquide qui sort en pied de **K2**.

2.2.3. En tenant compte des trois réactions et de la sortie en pied de **K2**, calculer les débits massiques d'eau, d'éthanol, d'isobutène et de C4 saturés contenus dans le mélange gazeux qui sort en tête de **K2**.

2.2.4. Vérifier que le bilan massique pour l'ensemble des réacteurs **K1** et **K2** est équilibré.

2.2.5. Calculer :

- le rendement de production d'ETBE ;
- le taux de conversion total de l'isobutène.

2.3. Étude de la récupération de l'éthanol.

Le mélange gazeux qui sort de **K2** est séparé par condensation dans une colonne, les hydrocarbures C4 sont évacués en tête et on récupère en pied un mélange éthanol-eau qui est rectifié en continu.

2.3.1. Étude de la rectification du mélange éthanol-eau

L'alimentation est introduite à l'état liquide à la température d'ébullition du mélange.

À l'aide du graphe donné en annexe 2, **page 8/8**, déterminer le nombre de plateaux théoriques que comporte la colonne de rectification en continu **Le graphe correspondant à l'annexe 2 est à rendre avec la copie.**

DONNÉES

Titre molaire en éthanol de l'alimentation : $x_F = 0,05$

Titre molaire en éthanol du distillat : $x_D = 0,78$

Titre molaire en éthanol du résidu : $x_W = 0,01$

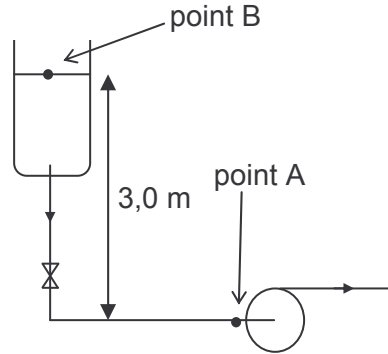
Taux de reflux adopté : $R = 4,9$

2.3.2. Bilan matière sur la rectification en continu

- Calculer les valeurs des titres massiques en éthanol de l'alimentation, du distillat et du résidu.
- Le débit massique d'alimentation étant de $2,94 \times 10^3 \text{ kg.h}^{-1}$, calculer les débits massiques de distillat et de résidu.

2.3.3. Étude de l'évacuation du résidu

Le circuit d'évacuation du résidu comporte une pompe centrifuge montée en charge :



Le débit de résidu (assimilé à de l'eau) évacué est de $2,7 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. La pression absolue au point B est égale à 1,06 bar. Le diamètre de la canalisation d'aspiration est de 25 mm, la longueur totale équivalente (canalisation et accidents) vaut 18,0 m ; le diamètre de la colonne est nettement supérieur à celui de la canalisation.

- a) Calculer la vitesse de passage du résidu dans la canalisation.
- b) Calculer la perte de charge du circuit d'aspiration, en pascal.
- c) En appliquant la relation de Bernoulli, exprimer la pression à l'aspiration de la pompe ; calculer cette pression.
- d) Calculer le NPSH disponible (ou NPSH du circuit) en utilisant la relation suivante :

$$\text{NPSH disponible} = \frac{P_{\text{asp}}}{\rho g} - \frac{P_{\text{eau}}^0}{\rho g} + \frac{u^2}{2g} \quad (\text{en m de fluide})$$

P_{asp} correspond à la pression au point A.

- e) Sachant que le NPSH de la pompe (ou NPSH requis) est égal à 2,0 m d'eau, indiquer si la pompe risque ou non de caviter.

DONNÉES

Perte de charge $\Delta P = \lambda \frac{\rho L u^2}{2D}$ (en Pa) ; on prendra $\lambda = 0,017$.

L : longueur totale équivalente (canalisation et accidents), u : vitesse du fluide.

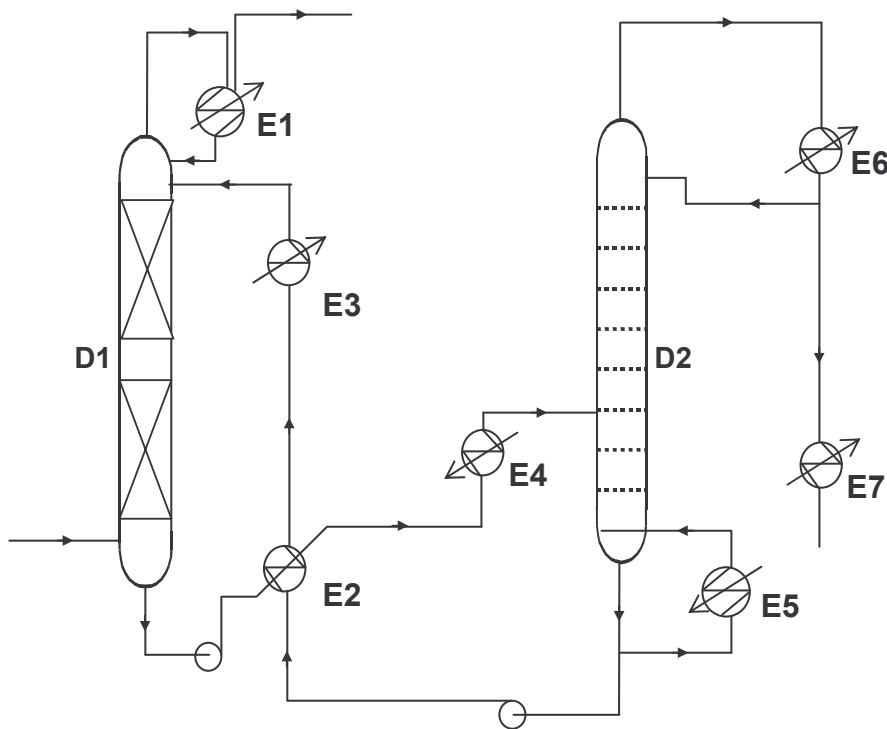
$P_{\text{eau}}^0 = 0,84 \text{ bar}$ (à 95°C : température à l'aspiration de la pompe)

Masse volumique de l'eau : $9,6 \times 10^2 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$

$g = 9,8 \text{ m} \cdot \text{s}^{-2}$

III- SCHÉMA DE FABRICATION

Récupération de l'éthanol (schéma d'implantation simplifié) :



L'installation de récupération de l'éthanol comporte deux colonnes : une colonne d'absorption-condensation **D1**, une colonne de rectification en continu **D2**. La pression de fonctionnement est la pression atmosphérique.

- La première colonne à garnissage **D1** sert à condenser le mélange eau-éthanol contenu dans le mélange gazeux provenant de la rectification-réaction **K2** ; son fonctionnement est analogue à celui d'une colonne de lavage.
- Le mélange gazeux dont on mesure le débit est introduit en bas de **D1**. Le liquide de lavage est constitué de la phase aqueuse (après refroidissement) qui sort en pied de la colonne de rectification **D2**.
- Le mélange gazeux qui sort en tête de **D1** est dirigé vers un condenseur partiel de type faisceau tubulaire horizontal **E1** afin de piéger totalement le mélange eau-éthanol qui pourrait être entraîné par le gaz. Le mélange eau-éthanol condensé retourne en tête de **D1**. Le mélange gazeux (« incondensables ») qui sort du condenseur est dirigé vers une partie de l'installation qui n'est pas représentée, sa température est régulée.
- Le mélange eau-éthanol qui sort en pied de **D1** est repris par pompe centrifuge (le niveau en pied de colonne est régulé). Le mélange passe ensuite dans un échangeur à plaques **E2** où il est préchauffé par l'eau sortant de **D2** (cette eau subit ensuite un refroidissement dans un échangeur **E3** vertical à faisceau tubulaire). Le mélange eau-éthanol est ensuite réchauffé dans un échangeur vertical de type Liebig **E4** chauffé à la vapeur (la température de sortie du mélange est régulée) puis est introduit dans la colonne **D2** (premier tiers inférieur de la colonne).

La colonne de rectification à plateaux **D2** comporte les éléments décrits ci-dessous.

- Un bouilleur de type faisceau tubulaire vertical **E5** monté en thermosiphon chauffé à la vapeur, on régule la pression différentielle de **D2** par le chauffage.
- Une évacuation du résidu en pied de **D2** par pompe centrifuge, une partie est introduite à débit constant en tête de **D1** et passe dans les échangeurs **E2** et **E3**, la température de sortie de **E3** est régulée par le refroidissement. L'autre partie du résidu est évacuée (excédent d'eau) en maintenant le niveau constant en pied de la colonne de rectification **D2**.
- Un condenseur total **E6** (faisceau tubulaire horizontal placé à un niveau inférieur à la tête de colonne **D2**) ; le condensat remplit un petit réservoir **R1** équipé d'une pompe centrifuge qui assure le reflux et la recette de distillat. Le niveau du réservoir est maintenu constant par le soutirage du distillat. La température du plateau sensible (situé dans le tiers supérieur de la colonne) est régulée par le reflux.
- Un réfrigérant **E7** horizontal permet de refroidir le distillat (mélange éthanol-eau à 90 % en masse) qui est recyclé vers le réacteur **K1** (on ne représentera pas le circuit de recyclage du distillat).

Représenter, à l'aide de la schémathèque fournie, le schéma de cette installation. Les éléments de sécurité, de régulation, la robinetterie permettant un fonctionnement correct de l'installation doivent être indiqués.

ANNEXE I (À RENDRE AVEC LA COPIE)

Nom	% massique	Débit masse / kg.h ⁻¹
Éthanol	90	
Eau		
Total	100	2834

Nom	% massique	Débit masse / kg.h ⁻¹
Isobutène	27	
C4 saturé		
Total	100	10000

Réacteur K1

Recyclage
du mélange
réactionnel

Distillation
Réaction
K2

Nom	% massique	Débit masse / kg.h ⁻¹
ETBE	97,8	
Éthanol	1,0	
DIB	0,5	
ATB	0,5	
C4 saturé	0,2	
Total	100	4877

ANNEXE 2 (À RENDRE AVEC LA COPIE)

MÉLANGE : ÉTHANOL + EAU

X : titre molaire en éthanol dans la phase liquide ; Y : titre molaire en éthanol dans la phase vapeur

Pression totale : 1,00 bar

