

PARTIE C
GENIE CHIMIQUE
Fabrication industrielle de l'acide acétique

1. Présentation générale du procédé

L'acide acétique est obtenu par carbonylation du méthanol selon la réaction dont l'équation est :



Cette réaction a été mise en œuvre en Europe par la société B.A.S.F. qui utilisait des catalyseurs à base de cobalt et de diiode à des pressions élevées comprises entre 500 et 700 bar.

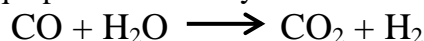
Une deuxième génération de catalyseurs, à base de rhodium et de diiode, a été mise au point aux Etats-Unis et industrialisée en 1970 à Texas-City dans une unité de 155 000 t.an⁻¹.

Toutes les nouvelles unités d'acide acétique utilisent ce dernier procédé qui supplante progressivement les anciennes techniques.

La réaction est réalisée à une température de 180 °C et sous une pression de 3 MPa.

Le taux de conversion de la réaction par passe est de 90 % par rapport au méthanol.

Le monoxyde de carbone réagit à 90 % avec le méthanol pour donner de l'acide acétique et à 10 % selon une réaction secondaire dite du "gaz à l'eau" qui produit du dioxyde de carbone et du dihydrogène :



Le système catalytique est constitué de trois éléments principaux :

- une phase active : le rhodium introduit dans le réacteur sous forme d'halogénure (iodure en général) ;
- un promoteur : l'iodométhane ;
- un solvant : le mélange acide acétique-eau.

2. Bilan matière

Le tableau de l'annexe II fournit les débits massiques sur les lignes d'écoulement. Les numéros de ligne de ce tableau sont ceux représentés sur le schéma de procédé de l'annexe I.

En utilisant les valeurs des débits qui figurent sur cette annexe :

- 2.1 Calculer le débit total de méthanol alimentant le réacteur.
- 2.2 Calculer le débit de méthanol qui ne réagit pas (ligne 3) et qui est recyclé dans le réacteur (ligne 5).
- 2.3 Montrer que le débit de méthanol « frais » entrant dans le réacteur (ligne 1) est de 8,00 t.h⁻¹.
- 2.4 Calculer le débit de monoxyde de carbone entrant dans le réacteur (ligne 2).
- 2.5 Montrer que le débit de monoxyde de carbone qui réagit dans la réaction secondaire est de 0,78 t.h⁻¹.
- 2.6 Calculer le débit de dioxyde de carbone formé par la réaction secondaire (lignes 3 et 4).
- 2.7 Calculer le débit de dihydrogène formé par la réaction secondaire (lignes 3 et 4).
- 2.8 Calculer le débit d'eau qui réagit au cours de la réaction secondaire (ligne 3).
- 2.9 Montrer que le débit d'eau à la sortie du réacteur (ligne 6) est de 2,96 t.h⁻¹.
- 2.10 Compléter les autres cases du tableau de l'annexe II précisant les caractéristiques des lignes d'écoulement.

Données :

- Le premier condenseur (condenseur partiel) permet de liquéfier totalement les vapeurs d'eau (qui n'a pas réagi dans la réaction secondaire) et d'acide acétique (formé par la réaction principale) et de les renvoyer dans le réacteur à l'état liquide.
- Le deuxième condenseur permet de liquéfier totalement le méthanol qui n'a pas réagi et qui se retrouve entièrement dans la phase gazeuse à la sortie du premier condenseur. Le méthanol qui sort du deuxième condenseur est recyclé à l'état liquide dans le réacteur.
- Le débit de catalyseur est supposé négligeable devant les autres débits
- La réaction secondaire peut être considérée comme totale : le monoxyde de carbone qui n'a pas réagi dans la réaction principale réagit totalement avec une partie de l'eau qui est introduite avec le méthanol dans le réacteur.
- Le taux de conversion de la réaction est le rapport de la quantité de réactif ayant réagi sur la quantité totale de réactif alimentant le réacteur.

3. Bilan thermique

La chaleur de la réaction principale est évacuée en partie par le chauffage des réactifs qui entrent dans le réacteur à la température ambiante et en partie par condensation des vapeurs du milieu réactionnel.

En utilisant les valeurs des débits massiques fournies dans l'annexe II et les données thermodynamiques de l'annexe III, calculer :

- 3.1 la puissance thermique dégagée par la réaction ;
- 3.2 la puissance thermique absorbée par la condensation des vapeurs du mélange réactionnel (réactifs et produits) ;
- 3.3 la fraction de la chaleur de réaction évacuée par cette condensation.

4. Étude d'une pompe centrifuge

La colonne de lavage des produits gazeux de la réaction est alimentée en méthanol par une pompe centrifuge.

La courbe caractéristique de la pompe et la courbe de réseau sont données en annexe IV.

- 4.1 Quelles sont les coordonnées du point de fonctionnement de l'ensemble pompe-circuit ?
- 4.2 Sachant que le débit dans l'installation doit être, en marche normale, de $18 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, quelle doit être la nouvelle hauteur manométrique ? Quelle est la perte de charge à rajouter dans le circuit, pour atteindre ce nouvel état ? Sous quelle forme ? Comment pourrait-on arriver au même résultat en agissant sur le moteur de la pompe ?
- 4.3 Au point de fonctionnement initial, ce moteur tourne à vitesse constante à un régime de $2950 \text{ tours} \cdot \text{min}^{-1}$. Calculer la nouvelle vitesse de rotation pour que le débit de la pompe se stabilise à $18 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$?
- 4.4 La hauteur manométrique au refoulement de ce circuit est de 50 m. La colonne dans laquelle refoule cette pompe fonctionne à la pression atmosphérique. Le méthanol est alimenté au sommet de la colonne. Les pertes de charge sont de 5 m. Calculer la hauteur de la colonne.

- 4.5 La hauteur manométrique maximale d'aspiration disponible dans l'installation est de 10 m (pour un débit de $18 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$). La hauteur manométrique maximale d'aspiration requise par le constructeur de la pompe est de 7 m pour ce même débit. La pompe fonctionne-t-elle normalement ?
- 4.6 Pour cause de dysfonctionnement de la boucle de régulation de niveau du bac d'aspiration de la pompe, le niveau de ce bac s'abaisse de 3 m. Quelle est la conséquence sur le fonctionnement de cette pompe ? Justifier numériquement la réponse.
- 4.7 Décrire le phénomène de cavitation. Quelles sont les principales causes de cavitation ? Comment y remédier ?

Données :

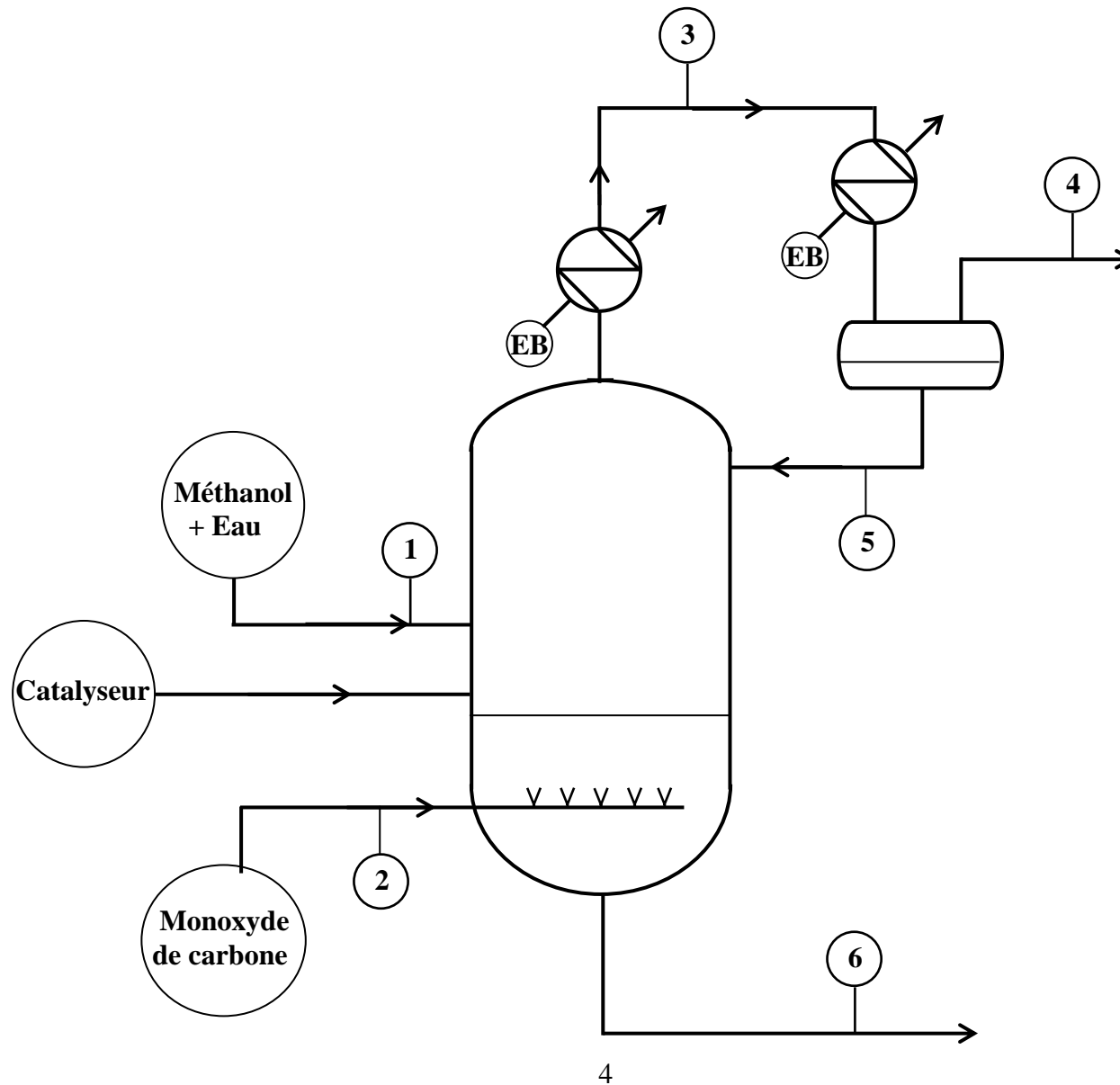
Hauteur manométrique maximale d'aspiration disponible $= \frac{p_a}{\rho g} + h_a - j_a - \frac{p_a^0}{\rho g}$
--

avec :

- p_a : pression dans le bac d'aspiration (Pa)
- h_a : hauteur géométrique à l'aspiration (m)
- j_a : pertes de charge dans la ligne d'aspiration (m)
- p_a^0 : pression de vapeur saturante dans les conditions de l'aspiration (Pa)
- Masse volumique du méthanol : $\rho = 792 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$
- Intensité de la pesanteur : $g = 9,81 \text{ m} \cdot \text{s}^{-2}$
- Pression atmosphérique : $P_a = 1,00 \times 10^5 \text{ Pa}$

Annexe I

Schéma du réacteur de carbonylation



Annexe II

Caractéristiques des lignes d'écoulements

N° de ligne	1	2	3	4	5	6
Débits / t.h⁻¹						
CH₃OH						
H₂O	3,46					
CH₃COOH						15,0
CO						
CO₂						
H₂						
Total						

Annexe III

Données thermodynamiques

Enthalpie de la réaction de carbonylation : $\Delta H_{453\text{ K}} = -137 \text{ kJ.mol}^{-1}$

Enthalpie massique de vaporisation du mélange réactionnel : $L_V = 1100 \text{ kJ.kg}^{-1}$

Masses molaires atomiques (en g.mol^{-1})

- C : 12,0
- H : 1,0
- O : 16,0

Annexe IV

Courbes caractéristiques de la pompe centrifuge et du réseau

