

Session 2010

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 7 pages, numérotées de 1 à 7.

L'annexe, page 7/7, est à rendre avec la copie.

Code sujet : CHGEN-P/10

RÉDUIRE LES ÉMISSIONS DE GAZ À EFFET DE SERRE : CAPTURE ET STOCKAGE DU DIOXYDE DE CARBONE, CO₂

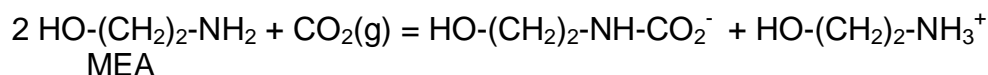
Les experts climatiques s'accordent aujourd'hui pour dire que le recours croissant aux énergies fossiles (à fortes émissions de CO₂, un des principaux gaz à effet de serre) contribue aux changements climatiques, à l'augmentation du niveau des océans et de la température moyenne de la planète.

La gestion du dioxyde de carbone permet donc de limiter la pollution atmosphérique. C'est pourquoi la recherche s'oriente vers la capture et le stockage souterrain de ce gaz.

Le dioxyde de carbone est alors capté à son point d'émission (centrale électrique, cimenteries, aciérie), concentré et transporté vers un site géologique adéquat pour son stockage.

I- Principe

Les gaz de post-combustion (contenant du CO₂, N₂, O₂, H₂O, T = 50 °C) issus d'une centrale électrique au charbon sont traités par un solvant, la MEA (éthanolamine). La MEA réagit avec le dioxyde de carbone de la manière suivante :



Le solvant est ensuite retraité dans une colonne de désorption (T = 93 °C) dans laquelle il va libérer le dioxyde de carbone par la réaction inverse à celle ci-dessus. Le dioxyde de carbone est alors stocké et le solvant réutilisé.

II- Description du procédé continu

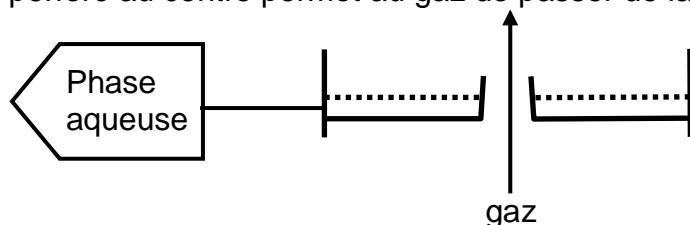
1. Absorption

Les gaz de combustion en sortie de centrale sont envoyés à 50 °C, à débit constant, dans une colonne d'absorption **A1** grâce à un ventilateur. La colonne fonctionne à pression atmosphérique.

Celle-ci comporte deux zones de garnissage séparées par un plateau :

- partie inférieure (les deux premiers tiers de la colonne) : absorption du CO₂ par du solvant (MEA) pauvre en CO₂ provenant de la colonne **A2** ;
- partie supérieure (dernier tiers) : lavage à l'eau des traces de MEA entraînées par les gaz sortant de la partie absorption.

Entre ces deux zones de garnissage se trouve un plateau de récupération de la phase aqueuse. Ce plateau perforé au centre permet au gaz de passer de la zone inférieure à la zone supérieure.



Cette eau issue du lavage est récupérée au niveau du plateau central et recyclée en tête de colonne. Pour éviter l'accumulation de l'eau, une purge permet de maintenir le niveau constant sur le plateau. Un faible appoint d'eau de lavage est introduit en tête de colonne (son débit est fixé et son arrivée est commune à l'eau de lavage recyclée).

La température de l'eau entrant en tête de colonne est maintenue à 50 °C grâce à un échangeur à plaques **E1** alimenté en eau froide. Celui ci est placé sur l'arrivée commune à l'appoint et à l'eau de lavage en tête de colonne.

Le solvant pauvre est injecté aux deux tiers de la hauteur de **A1**.

Le solvant riche en CO₂ issu du fond de la colonne d'absorption est acheminé grâce à une pompe centrifuge vers un échangeur multi-tubulaire **E2**. Ce solvant riche est chauffé par le solvant pauvre (T = 121 °C) issu du fond de colonne de désorption **A2**. Il est ensuite injecté dans le premier tiers de la colonne **A2**.

Les gaz traités contenant alors peu de CO₂ sortent en tête de colonne.

2. Désorption dans une colonne de stripping

Le solvant riche est injecté dans le premier tiers de la colonne garnie de régénération **A2** et libère le dioxyde de carbone absorbé.

Le solvant pauvre sort en fond de colonne **A2** à T = 121 °C : une partie est envoyée vers l'échangeur **E2** pour un premier refroidissement. Elle passe ensuite dans un échangeur à plaques **E3** afin d'abaisser sa température à 50 °C avant d'être introduite dans **A1**. On utilisera pour cela de l'eau refroidie.

L'autre partie du solvant pauvre passe dans un échangeur multitubulaire **E5** (échangeur thermosiphon) où elle est vaporisée par de la vapeur d'eau à 3,5 bar absolu issue de la centrale électrique. Elle est ensuite injectée en bas de la colonne **A2**.

Les condensats de cette vapeur d'eau seront renvoyés vers la centrale électrique afin de recycler l'énergie.

Le chauffage de la colonne **A2** est réglé en fonction des pertes de charge de la colonne.

Les vapeurs en tête de colonne (T = 93 °C) sont envoyées vers un condenseur refroidisseur **E4**. En sortie, le mélange gaz liquide (T = 40 °C) s'écoule dans un ballon de séparation **R1**. Les gaz acides (riches en CO₂) sont évacués à P = 1,5 bar absolu vers un compresseur (à ne pas représenter). La fraction liquide (contenant principalement de l'eau) est en partie recyclée à débit constant en tête de colonne. L'autre partie constitue une purge en eau.

La MEA (T_{ébullition} = 171 °C à pression atmosphérique) est un solvant nocif par inhalation et explosif dans l'air.

III- Schéma

Représenter, à l'aide des normes fournies, le schéma de ce procédé. On inclura tous les éléments de sécurité et régulation permettant un fonctionnement en continu de l'installation.

IV- Exercices (les exercices sont indépendants)

1. Bilan de matière sur le procédé global

Attention : les flux de matière et les flux thermiques dans ce procédé sont très élevés car issus d'une centrale électrique de forte capacité. On pourra assimiler les gaz à des gaz parfaits.

1.1. A l'entrée de la colonne **A1** (flux de matière B), on mesure une pression $P = 1,1$ bar (légère surpression due au ventilateur) et $T = 50$ °C.

Le débit molaire des gaz de combustion est de $27,85 \text{ kmol.s}^{-1}$ (la masse molaire du flux B vaut $29,20 \text{ kg.kmol}^{-1}$) et sa composition volumique est donnée dans le tableau ci-dessous.

<i>B : Gaz de combustion</i>	<i>Composition volumique (% vol)</i>
H_2O	11,80
CO_2	14,01
N_2	71,31
O_2	2,88

Le tableau de bilan fourni en **annexe, page 7/7**, à rendre avec la copie, est à remplir au fur et à mesure de l'avancement des questions.

Calculer les débits molaires des différentes espèces présentes dans ce flux.

Calculer le débit massique puis le débit volumique du flux B.

1.2. En sortie de procédé, le « gaz acide » est envoyé vers un compresseur ; il ne contient pas d'autre gaz que du dioxyde de carbone et un peu d'eau.

1.2.1. Sachant que le rendement d'absorption en CO_2 du procédé global est de 90,96 % molaire, déterminer la composition du gaz acide, E.

1.2.2. A l'aide du débit molaire total de C (« gaz traité »), calculer les différents débits molaires dans C.

1.2.3. Calculer le débit molaire de A (appoint d'eau) et en déduire le débit de purge D.

1.2.4. Finir de remplir le tableau en annexe 1, page 7/7.

Données

$1,0 \text{ bar} = 1,0 \times 10^5 \text{ Pa}$

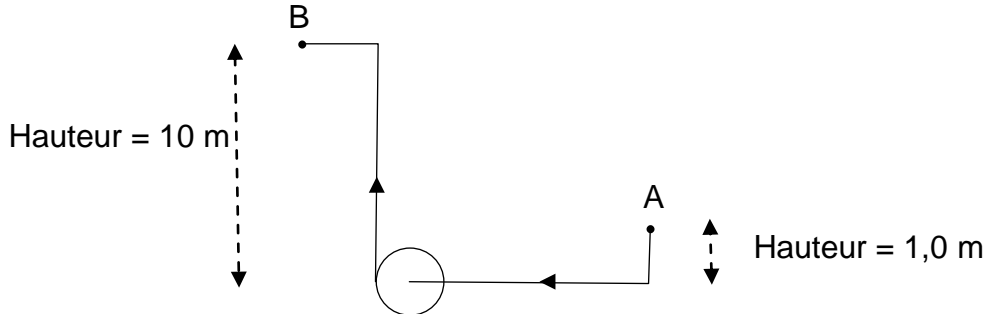
Constante des gaz parfaits : $R = 8,314 \text{ J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$

2. Réaction et pompage vers A1

2.1. Pour cette question, on considère un débit molaire de CO_2 consommé lors de la réaction dans **A1** de $3,5 \text{ kmol.s}^{-1}$.

Déterminer le débit massique puis volumique de MEA à prévoir au minimum pour mener à bien cette réaction.

2.2. En réalité, la MEA est diluée et acheminée à l'aide de plusieurs circuits. Pour un circuit seul, on prévoit un débit volumique de solvant pauvre de $0,10 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$. On étudie le transport par pompe centrifuge du solvant pauvre du point A (fond de colonne **A2**, $P = 1,5 \text{ bar}$) vers B (colonne **A1**, pression atmosphérique). Calculer la vitesse du solvant pauvre.



2.3. Calculer les pertes de charge dans ce circuit.

2.4. Calculer la hauteur manométrique totale de la pompe (H_{mt}).

2.5. En déduire la puissance électrique fournie à la pompe.

Données

Masse molaire de la MEA :	$61 \text{ kg} \cdot \text{kmol}^{-1}$
Masse volumique du solvant pauvre (MEA) :	$\rho_{\text{solvant}} = 990 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$
Accélération de la pesanteur :	$g = 9,81 \text{ m} \cdot \text{s}^{-2}$
Pression atmosphérique :	$P = 1,0 \text{ bar} = 1,0 \times 10^5 \text{ Pa}$
Longueur des canalisations :	Aspiration $L_{\text{asp}} = 30 \text{ m}$ Refoulement $L_{\text{ref}} = 40 \text{ m}$
Longueur équivalente des accidents à l'aspiration :	Aspiration $L_e = 5,0 \text{ m}$
Pertes de charge singulières au refoulement :	$\Delta P_{\text{ref}} = 0,20 \times 10^4 \text{ Pa}$
Diamètre des canalisations (aspiration et refoulement):	$D = 40 \text{ cm}$
Coefficient de frottement :	$\lambda = 0,021$
Loi de Darcy-Weisbach relative aux pertes de charge :	$\Delta P = \lambda \frac{\rho(L + L_e)U^2}{2D}$
U (en $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$) étant la vitesse moyenne du fluide dans la canalisation.	
Rendement de la pompe :	$r = 75 \%$

3. Absorption du CO_2

Pour cette partie on suppose que seul le dioxyde de carbone est absorbé par le solvant dans la colonne **A1** (en réalité de l'eau passe aussi dans le solvant). Pour cela on considère un débit molaire entrant (gaz de combustion) de $27,85 \text{ kmol} \cdot \text{s}^{-1}$. Le titre volumique en CO_2 à l'entrée de **A1** est égal à 14,01 % et son titre volumique en sortie (gaz traité) est pris égal à 1,44 % afin de ne pas tenir compte de l'eau absorbée.

On considère donc que les gaz autres que le dioxyde de carbone ont un débit molaire constant dans la colonne **A1**.

3.1. Calculer les teneurs molaires en CO₂ à l'entrée Y_e et à la sortie Y_s de la colonne **A1**.

3.2. Exprimer le rendement de l'absorption en fonction de ces grandeurs. Le calculer.

4. Bilan thermique sur les échangeurs de la colonne de stripping **A2**

4.1. Le flux thermique nécessaire à la vaporisation du solvant en pied de colonne dans **E5** est donné dans le tableau ci-dessous. On utilise pour cela de la vapeur d'eau sous une pression absolue de 3,5 bar. Les condensats sortent à la même température que la vapeur à l'entrée. Calculer le débit de vapeur nécessaire.

4.2. Expliquer qualitativement pourquoi il est nécessaire de recycler les condensats vers la centrale de production de vapeur.

4.3. On envoie dans les tubes du condenseur **E4** un débit d'eau de refroidissement (température d'entrée = 30 °C) de 2,0 m³.s⁻¹. Les vapeurs de solvant entrent à 93 °C et sortent sous forme de condensats à 40 °C.

Calculer la température de sortie de l'eau de refroidissement dans l'échangeur **E4**.

4.4. Déterminer le nombre de tubes de **E4**.

4.5. Calculer la vitesse de l'eau dans les tubes ainsi que son régime d'écoulement.

Données

	<i>Puissance thermique (MW)</i>	<i>Longueur des tubes (m)</i>	<i>Diamètre intérieur des tubes (m)</i>
<i>Bouilleur E5</i>	510		
<i>Condenseur refroidisseur E4</i>	183,8	15	0,040

Capacité thermique massique de l'eau liquide : $c_p = 4,18 \text{ kJ.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$

Masse volumique de l'eau liquide : $\rho_{eau} = 1,00 \times 10^3 \text{ kg.m}^{-3}$

Viscosité dynamique de l'eau liquide : $\eta_{eau} = 1,00 \times 10^{-3} \text{ Pa.s}$

Enthalpie de vaporisation de l'eau en kJ.kg⁻¹ : $L_v = 2535 - 2,9 \times \theta$, θ en °C

Pression de vapeur saturante pour l'eau : $P = \left(\frac{\theta}{100}\right)^4$ et $100 \text{ °C} < \theta < 250 \text{ °C}$

Pour l'échangeur **E4**, le coefficient d'échange global rapporté à la surface intérieure des tubes est :

$$K_i = 1,80 \times 10^3 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$$

Annexe : bilan de matière sur le procédé global (à rendre avec la copie)

A: Appoint eau	Qm (kg.s ⁻¹)	M (kg.kmol ⁻¹)	Qmol (kmol.s ⁻¹)	Titre molaire (% mol)
H ₂ O	3,00	18,02		100
Total	3,00			100

B: Gaz de combustion	Qm (kg.s ⁻¹)	M (kg.kmol ⁻¹)	Qmol (kmol.s ⁻¹)	Titre molaire (% mol)
H ₂ O		18,02		
CO ₂		44,01		
N ₂		28,01		
O ₂		32,00		
Total		29,20	27,85	100

C: Gaz traité	Qm (kg.s ⁻¹)	M (kg.kmol ⁻¹)	Qmol (kmol.s ⁻¹)	Titre molaire (% mol)
H ₂ O		18,02		
CO ₂		44,01		
N ₂		28,01		
O ₂		32,00		
Total		27,20	23,83	100

D: Purge eau	Qm (kg.s ⁻¹)	M (kg.kmol ⁻¹)	Qmol (kmol.s ⁻¹)	Titre molaire (% mol)
H ₂ O		18,02		100
Total		18,02		100

E: Gaz acide	Qm (kg.s ⁻¹)	M (kg.kmol ⁻¹)	Qmol (kmol.s ⁻¹)	Titre molaire (% mol)
H ₂ O		18,02	0,180	
CO ₂		44,01		
N ₂		28,01		
O ₂		32,00		
Total		42,70		100