

BREVET DE TECHNICIEN SUPÉRIEUR

CHIMISTE

Génie Chimique

SESSION 2015

Durée : 3 heures

Coefficient : 3

Matériel autorisé :

Sont autorisées toutes les calculatrices de poche y compris les calculatrices programmables, alphanumériques ou à écran graphique à condition que leur fonctionnement soit autonome et qu'il ne soit pas fait usage d'imprimante. (circulaire n° 99-186 du 16/11/99).

Tout autre matériel est interdit.

Document autorisé : schémathèque

Documents à rendre avec la copie :

- **Annexe 2, page 9/11**
- **Annexe 3, page 10/11.**

**Dès que le sujet vous est remis, assurez-vous qu'il est complet.
Le sujet comporte 11 pages, numérotées de 1 à 11.**

BREVET DE TECHNICIEN SUPÉRIEUR CHIMISTE		Session 2015
GÉNIE CHIMIQUE	Code Sujet : 15-CHGEN-P	Page 1 sur 11

PRODUCTION D'UN BIOETHANOL CELLULOSIQUE

Face aux nouvelles préoccupations environnementales et à l'évolution du prix des ressources fossiles, la recherche s'oriente vers l'utilisation de matières premières alternatives et renouvelables pour la production de biocarburants.

Cette étude s'intéresse à la production de bioéthanol dit « de deuxième génération » obtenu à partir de la biomasse cellulosique issue de résidus agricoles (paille, résidus forestiers, déchets municipaux...) sans concurrence directe avec la biomasse alimentaire.

1. PRINCIPE

L'éthanol est obtenu par fermentation des sucres (glucose et xylose) issus de l'hydrolyse acide des constituants de la biomasse cellulosique.

À l'issue de la fermentation alcoolique, cet éthanol subit deux distillations successives puis une déshydratation, ce qui permet d'obtenir de l'éthanol pratiquement sec.

2. DESCRIPTION DU PROCEDE

Le croquis d'implantation simplifié du procédé est fourni en ANNEXE 1, page 8/11.

2.1. Préparation de la matière première (à ne pas représenter)

La biomasse cellulosique est composée de 40 à 60 % de cellulose (biopolymère du glucose), 20 à 40 % d'hémicellulose (hétéropolysaccharide) et 10 à 25 % de lignine (macromolécule aromatique).

Hydrolyse chimique (190 °C ; 12,1 bar)

Cette matière première est mise en présence de vapeur d'eau et d'acide sulfurique dilué dans le réacteur **K1**. Ce prétraitement permet de convertir l'hémicellulose en xylose.

Distillation flash (100 °C ; 1,0 bar)

Cette opération se déroule en continu dans le séparateur adiabatique gaz/liquide **S1**. Une partie de l'eau et certains sous-produits de l'hydrolyse sont éliminés sous forme de vapeurs. La phase liquide, riche en cellulose et en xylose, est refroidie puis dirigée vers **K2**.

Saccharification (65 °C ; 1,0 bar)

La réaction enzymatique de conversion de la cellulose en glucose se produit dans le réacteur agité **K2**. Des réactions secondaires conduisent également à la formation de certains sous-produits (acide acétique, furfural...)

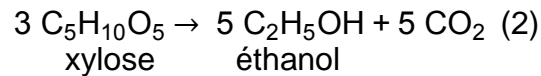
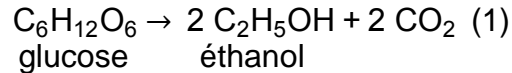
BREVET DE TECHNICIEN SUPÉRIEUR CHIMISTE		Session 2015
GÉNIE CHIMIQUE	Code Sujet : 15-CHGEN-P	Page 2 sur 11

2.2. Production du bioéthanol et traitement des effluents gazeux

Fermentation (37°C ; 1,0 bar)

Le glucose, le xylose, l'eau et les sous-produits de la réaction enzymatique sont dirigés vers le fermenteur **K3**. Les levures en solution sont introduites à débit constant au sommet de ce fermenteur.

Au cours de la fermentation le glucose et le xylose sont convertis en éthanol. Il y a dégagement de dioxyde de carbone selon les réactions exothermiques suivantes :



Le dégagement de chaleur dû à la fermentation doit être maîtrisé de manière à ne pas inhiber l'activité des levures. Le réacteur est donc muni d'une agitation et d'un système de refroidissement externe par l'intermédiaire de l'échangeur **E1** alimenté en eau de refroidissement.

Le mélange réactionnel (solution aqueuse d'éthanol, sous-produits, traces de dioxyde de carbone dissous) est soutiré par une pompe centrifuge et circule dans les tubes de l'échangeur à faisceau tubulaire vertical **E1**. La température dans le réacteur **K3** est maintenue constante à 37 °C.

Une partie du courant de recirculation est soutirée au refoulement de la pompe de façon à maintenir le niveau constant dans **K3**. Ce mélange est stocké temporairement dans le réservoir **R1**.

L'effluent gazeux sortant de **K3** (dioxyde de carbone, traces d'éthanol, incondensables) est traité dans la colonne de lavage **D1**.

Lavage des gaz

La colonne de lavage **D1** est équipée d'un tronçon de garnissage. Les gaz sont lavés à contre-courant par l'eau de ville. Le débit d'eau permet de maintenir un titre en éthanol pratiquement nul au niveau de l'évent.

Le dioxyde de carbone et les incondensables sont rejetés à l'atmosphère tandis que la solution aqueuse d'éthanol formée s'écoule par gravité dans le réservoir **R1**.

2.3. Purification du bioéthanol

Distillation de l'éthanol et des sous-produits

Cette étape, réalisée dans une colonne à plateaux, permet de séparer trois fractions :

- en tête les incondensables contenant les traces de dioxyde de carbone,
- un distillat composé d'eau et d'éthanol à 39 % massique,
- un résidu contenant les sous-produits issus de la fermentation.

Une pompe centrifuge injecte, à débit constant, la solution aqueuse d'éthanol stockée dans le réservoir **R1**, au tiers inférieur de la colonne **D2**. Avant d'entrer dans la colonne, le mélange à distiller est préchauffé dans l'échangeur à plaques **E2** par le résidu sortant en pied de **D2**.

Le bouilleur **E3** est un faisceau tubulaire vertical monté en thermosiphon. Le chauffage est assuré par la vapeur de chauffe dont le débit régule la perte de charge dans la colonne **D2**. Le résidu est évacué par une pompe centrifuge vers le préchauffeur **E2** avant d'être dirigé vers une unité de concentration (à ne pas représenter).

En tête, les vapeurs d'eau et d'éthanol sont condensées dans un échangeur à faisceau tubulaire horizontal **E4** alimenté en eau recyclée. Les incondensables sont évacués vers la colonne de lavage **D1** où ils seront traités. Les condensats s'écoulent dans un pot de reflux **R2**.

Une pompe assure le reflux en tête de colonne avec un débit régulé en fonction de la température sur le dernier plateau. Le distillat est soutiré de manière à maintenir de niveau constant dans **R2** puis il est dirigé sans refroidissement vers la colonne **D3**. Cette deuxième rectification permet d'obtenir un distillat à environ 90 % massique d'éthanol qui sera ensuite séché (à ne pas représenter).

3. SCHEMA

À l'aide de la schémathèque, représenter la partie d'installation correspondant à la fermentation alcoolique dans **K3**, à la distillation dans la colonne **D2** et aux traitements des gaz dans la colonne **D1** ainsi que tous échangeurs **E1**, **E2**, **E3**, **E4**, les réservoirs **R1** et **R2** et tous les accessoires et les régulations nécessaires au bon fonctionnement et à la sécurité.

Les appareils **K1**, **K2**, **S1**, **D3**, **E5** et leurs accessoires **ne sont pas à représenter**.

L'éthanol est un liquide volatil et inflammable.

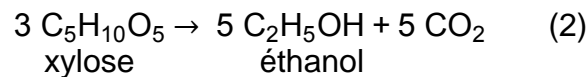
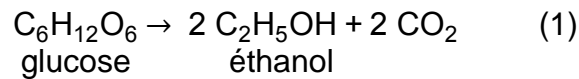
BREVET DE TECHNICIEN SUPÉRIEUR CHIMISTE		Session 2015
GÉNIE CHIMIQUE	Code Sujet : 15-CHGEN-P	Page 4 sur 11

4. EXERCICES

Les quatre exercices sont totalement indépendants.

4.1. Étude de la fermentation alcoolique

Le débit d'alimentation du fermenteur **K3** est égal à $22,3 \times 10^3 \text{ kg.h}^{-1}$. Ce courant a la composition massique suivante : 65,6 % d'eau, 14,0 % de glucose, 10,3 % de xylose, le complément étant constitué des divers sous-produits.



Le taux de conversion du glucose pour la réaction (1) est égal à 95 %.
La réaction (2) est supposée totale.

- 4.1.1. Déterminer le débit molaire de glucose converti dans le fermenteur et le débit molaire de glucose à la sortie du fermenteur **K3**.
- 4.1.2. Vérifier que le débit molaire total d'éthanol produit par les deux réactions est égal à $58,5 \times 10^3 \text{ mol.h}^{-1}$.
- 4.1.3. Déterminer le débit volumique (en $\text{m}^3.\text{h}^{-1}$) de CO_2 à la sortie du fermenteur ($37 \text{ }^\circ\text{C}$; 1,0 bar) ; on considère que ce gaz se comporte comme un gaz parfait.
- 4.1.4. Compléter le tableau fourni en ANNEXE 2 à rendre avec la copie, page 9/11, et calculer la composition massique des effluents à la sortie du fermenteur.

Données :

Constante des gaz parfaits : $R = 8,31 \text{ Pa.m}^3.\text{mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$

Masses molaires moléculaires en g.mol^{-1}

	Glucose	Xylose	H ₂ O	C ₂ H ₅ OH	CO ₂
<i>M</i>	180	150	18	46	44

4.2. Étude de la rectification dans la colonne D3

Dans cette colonne on traite le mélange eau / éthanol à 39 % massique en éthanol. Ce mélange binaire est introduit à son point d'ébullition dans la colonne. Le débit molaire de l'alimentation A est égal à $285,7 \times 10^3 \text{ mol.h}^{-1}$.

Le titre molaire du distillat en éthanol est $x_D = 0,800$; celui du résidu est $x_B = 0,035$. Le taux de reflux est fixé à $r = 3$.

- 4.2.1. Montrer que le titre molaire en éthanol du liquide alimentant la colonne est $x_A = 0,20$.
- 4.2.2. Déterminer les débits molaires D et B du distillat et du résidu.
- 4.2.3. Calculer le rendement de récupération en éthanol dans le distillat.
- 4.2.4. Évaluer le nombre de plateaux théoriques dans la colonne, à l'aide de la courbe d'équilibre donné en ANNEXE 3 à rendre avec la copie, page 10/11 et sachant que l'équation de la droite opératoire pour le tronçon de rectification est donnée par l'expression $y = \frac{r}{r+1}x + \frac{1}{r+1} \cdot x_D$. Justifier la réponse.
- 4.2.5. Déterminer l'efficacité des plateaux sachant que la colonne contient 20 plateaux réels.

4.3. Étude des échanges thermiques au niveau de la colonne D3

En tête de la colonne **D3**, le condenseur **E5** est un faisceau tubulaire horizontal, alimenté à contre-courant par de l'eau de refroidissement entrant à 15°C et sortant à 45°C . Les vapeurs (90 % massique en éthanol) se condensent à $78,5^\circ\text{C}$ sans subir de refroidissement notable. Le débit massique des vapeurs qui entrent dans le condenseur est égal à $5,58 \times 10^3 \text{ kg.h}^{-1}$. On ne tient pas compte des pertes thermiques au niveau de cet appareil.

- 4.3.1. Vérifier que le flux de chaleur cédé au condenseur par les vapeurs est égal à $5,54 \times 10^6 \text{ kJ.h}^{-1}$.
- 4.3.2. En déduire la valeur du débit massique d'eau de refroidissement.
- 4.3.3. Déterminer le nombre de tubes de 26 mm de diamètre et de 3,2 m de longueur du faisceau tubulaire.
- 4.3.4. À l'aide d'un bilan enthalpique sur l'ensemble de l'installation, calculer le flux de chaleur à fournir au bouilleur. On considère que la colonne est adiabatique.

Données :

Enthalpie massique de vaporisation de l'éthanol à $78,5^\circ\text{C}$: $L_{eth} = 855 \text{ kJ.kg}^{-1}$

Enthalpie massique de vaporisation de l'eau à $78,5^\circ\text{C}$: $L_{eau} = 2230 \text{ kJ.kg}^{-1}$

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

Coefficient global d'échange du condenseur : $K = 695 \text{ W.m}^2 \cdot \text{K}^{-1}$

Débits et enthalpies massiques des principaux courants sur **D3** :

	Alimentation	Distillat	Résidu
Enthalpie massique / kJ.kg^{-1}	290	201	403
Débit massique / kg.h^{-1}	$6,74 \times 10^3$	$2,50 \times 10^3$	$4,25 \times 10^3$

4.4. Étude du circuit d'eau de refroidissement

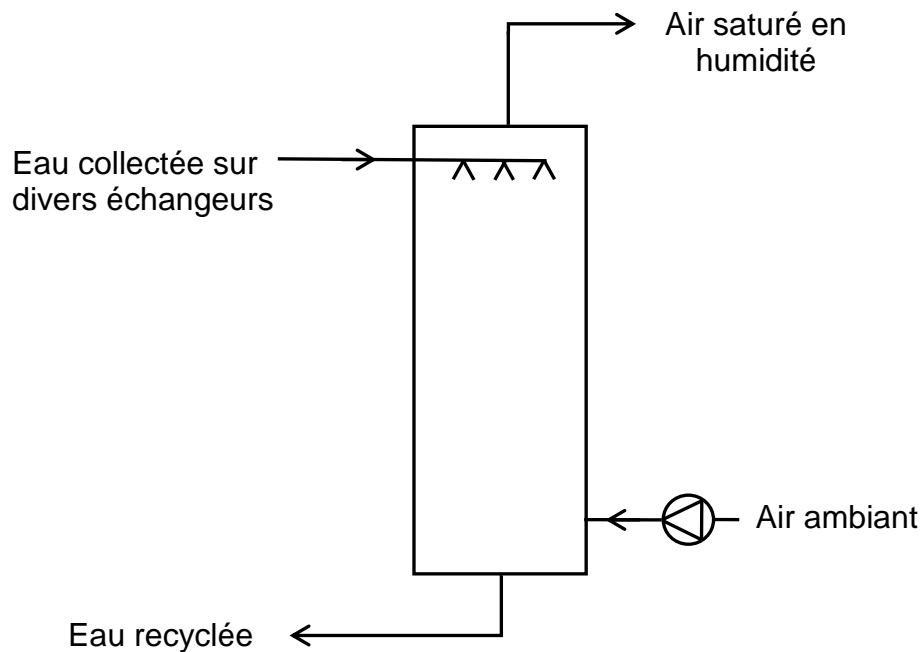
Une partie de l'eau de refroidissement qui sort des différents échangeurs est collectée puis refroidie dans une tour aéroréfrigérante pour être ensuite recyclée. Cette eau est injectée à 44 °C sous forme de pluie au sommet de la tour avec un débit massique $L = 1,0 \times 10^4 \text{ kg.h}^{-1}$ où elle est refroidie à 23 °C par contact avec un courant d'air ascendant et entrant à 20 °C avec une humidité relative (ou hygrométrie) de 35 %. À sa sortie, l'air est saturé en humidité à 32 °C. On admet que la tour fonctionne à pression atmosphérique.

- 4.4.1. À l'aide du diagramme de l'air humide donné en ANNEXE 4, page 11/11, déterminer l'humidité absolue Y_E de l'air à l'entrée et Y_S à la sortie de la tour.
- 4.4.2. Calculer le débit massique B d'eau entraînée par l'air au cours du refroidissement.
- 4.4.3. En déduire le débit massique R d'eau recyclée dans le circuit.

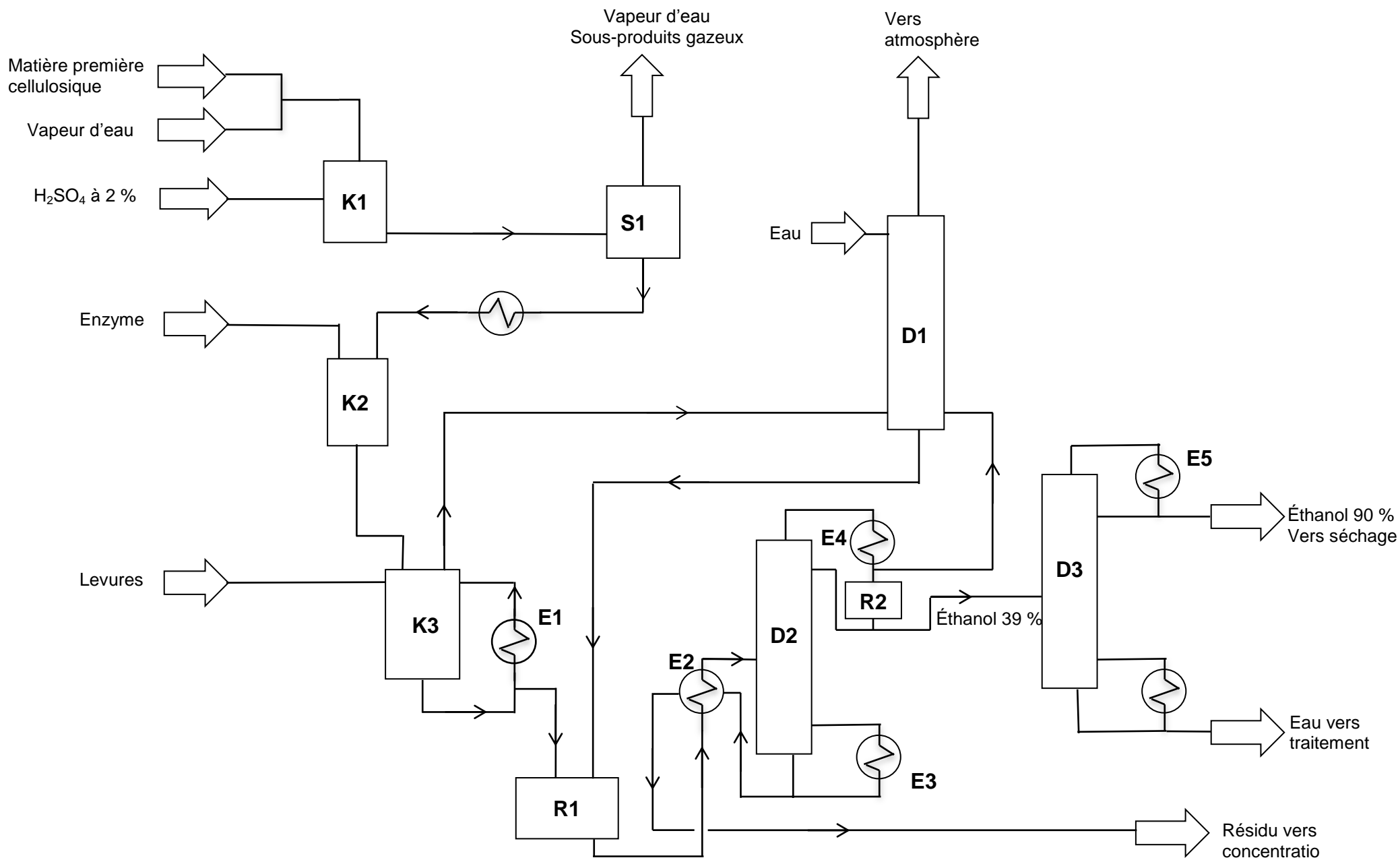
Données :

Débit volumique d'air sec dans la tour : $2,4 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$
Masse volumique de l'air sec : $1,2 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$

Schéma de principe de la tour aéroréfrigérante :



ANNEXE 1 : SCHÉMA DE PRINCIPE



ANNEXE 2 (À RENDRE AVEC LA COPIE)

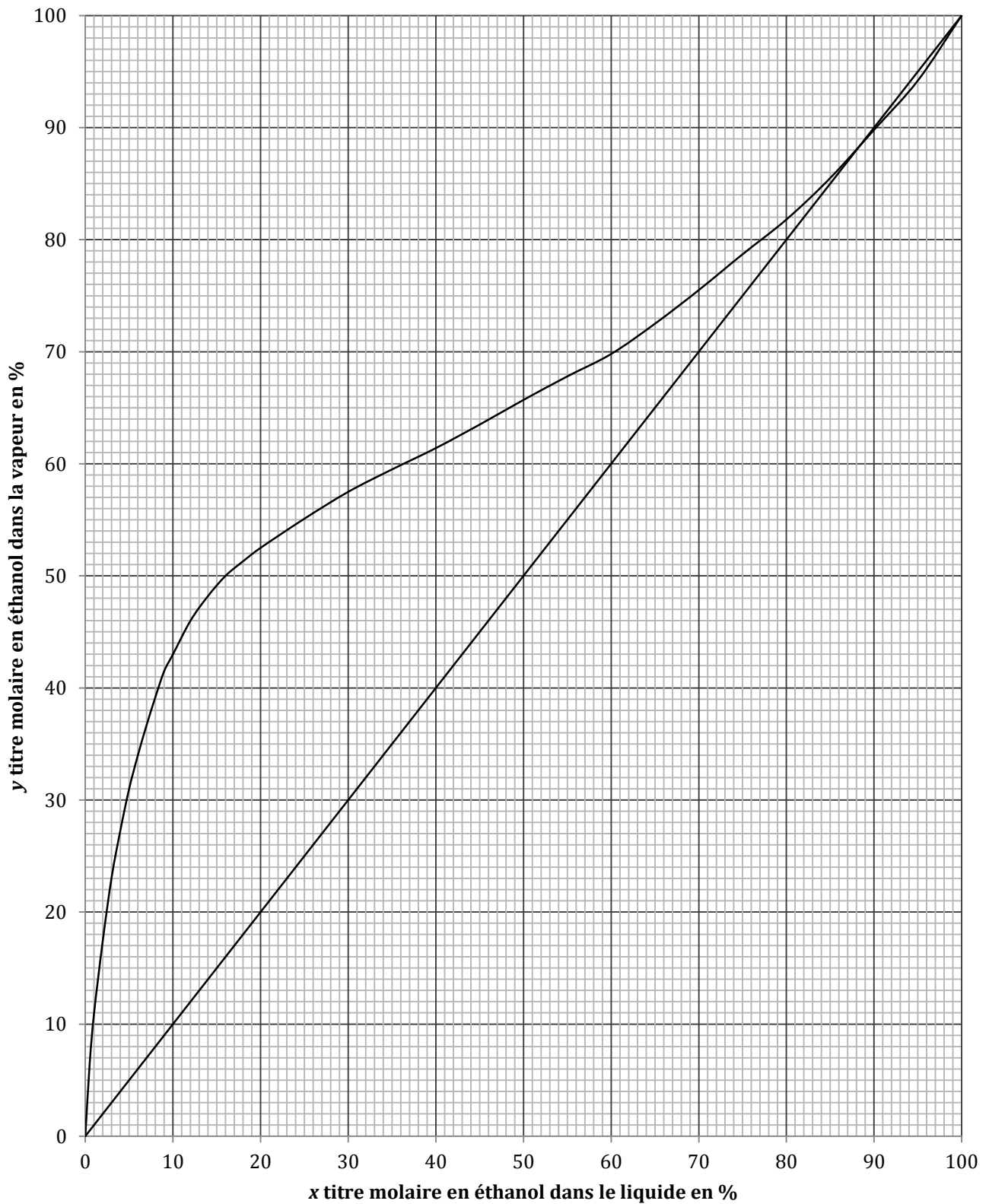
	ENTRÉE de K3			SORTIE de K3		
	kmol.h ⁻¹	kg.h ⁻¹	% massique	kmol.h ⁻¹	kg.h ⁻¹	% massique
Glucose			14,0			
Eau			65,6			
Xylose			10,3			
Éthanol	0	0	0			
CO₂	0	0	0			
Sous- produits	X			X		
TOTAL	X	22300		X		100

Les débits massiques seront donnés à 10 kg.h⁻¹ près.

Les débits molaires seront donnés à 10 mol.h⁻¹ près.

ANNEXE 3 (À RENDRE AVEC LA COPIE)

**Courbe d'équilibre liquide-vapeur
du binaire eau-éthanol sous pression atmosphérique**



ANNEXE 4 : DIAGRAMME DE L'AIR HUMIDE

