

Projet 3 - Rapport de tâche 1

Groupe 124.3

FRENYO Péter (6266-12-00)
GILLAIN Nathan (7879-12-00)
LAMINE Guillaume (7109-13-00)
PIRAUX Pauline (2520-13-00)
PARIS Antoine (3158-13-00)
QUIRINY Simon (4235-13-00)
SCHRURS Sébastien (7978-13-00)

11 novembre 2014

Table des matières

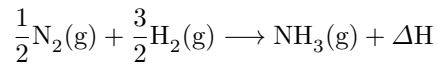
1	Introduction	2
2	Calcul du flux des réactifs	2
3	Calcul du débit d'eau nécessaire pour refroidir le réactif	2
4	Sources des réactifs	3
4.1	Sources de diazote	3
4.1.1	Procédé cryogénique	3
4.1.2	Perméation gazeuse	3
4.1.3	Méthode de Ramsay	3
4.2	Sources de dihydrogène	3
4.2.1	Vaporeformage de méthane	3
4.2.2	Oxydation partielle d'hydrocarbure	4
4.2.3	Electrolyse	4
5	Bilan de matiere	4
6	Equilibre du reformage primaire	5
6.1	Calcul de la constante d'équilibre	5
6.1.1	Première réaction	5
6.1.2	Deuxième réaction	6
6.2	Etat d'avancement	7
7	Bilan d'energie	7
8	Outil de gestion	10
9	Etude paramétrique	11
10	Calcul du nombre de tuyaux	11
A	Annexes	12
A.1	Premier jet du flow-sheet simplifié	12
A.2	Deuxième version du flow-sheet	12

1 Introduction

2 Calcul du flux des réactifs

Hypothèse Lors du calcul de ces flux, nous avons utilisé l'hypothèse que tous les réactifs sont consommés par le réacteur.

Calculs L'équation de la réaction de production de l'ammoniac par le procédé HABER-BOSCH est donnée par :



En sachant que l'on cherche à produire 1000 t de NH_3 par jour, on calcule assez facilement le flux de N_2 (les détails de calculs ont été omis dans ce rapport)

$$m_{\text{N}_2} = 823.5 \text{ t/d}$$

et le flux de H_2

$$m_{\text{H}_2} = 176.4 \text{ t/d.}$$

3 Calcul du débit d'eau nécessaire pour refroidir le réactif

Hypothèses

- Les capacités calorifiques ne dépendent pas de la température ;
- La pression dans le réacteur est constante et vaut 10^5 Pa .

Première méthode : on considère les capacités calorifiques constantes Pour la réaction donnée dans la section précédente, on a $\Delta H(298.15 \text{ K}) = -46 \cdot 10^3 \text{ J}$ pour une mole de $\text{NH}_3(\text{g})$ produite [1]. Comme la réaction a lieu à 500°C (c'est à dire 773.15 K), il va falloir calculer $\Delta H(773.15 \text{ K})$. Pour cela, nous avons besoin des capacités calorifiques moyenne à pression constante de chacun des réactifs et des produits de la réaction. Nous trouvons ces données dans une table [1].

$$\begin{cases} C_{p_{\text{NH}_3(\text{g})}} &= 37 \text{ J/molK} \\ C_{p_{\text{H}_2(\text{g})}} &= 28.836 \text{ J/molK} \\ C_{p_{\text{N}_2(\text{g})}} &= 29.124 \text{ J/molK} \end{cases}$$

On a donc :

$$\Delta H(773.15 \text{ K}) = \Delta H(298.15 \text{ K}) + \int_{298.15}^{773.15} C_{p_{\text{NH}_3(\text{g})}} dT - \frac{1}{2} \int_{298.15}^{773.15} C_{p_{\text{N}_2(\text{g})}} dT - \frac{3}{2} \int_{298.15}^{773.15} C_{p_{\text{H}_2(\text{g})}} dT = -5.5887 \cdot 10^4 \text{ J/mol}$$

Pour la quantité de NH_3 à produire par jour (à savoir $58.83 \cdot 10^6 \text{ mol}$), la quantité de chaleur produite est donc :

$$q = \Delta H(773.15 \text{ K}) \cdot n_{\text{NH}_3} = -3.28786 \cdot 10^{12} \text{ J}$$

En connaissant la capacité calorifique de l'eau $C_{H_2O(\text{g})} = 4185.5 \text{ J/kgK}$ [1] et en égalant q à $m_{H_2O} \cdot C_{H_2O(\text{g})} \cdot \Delta T$ avec $\Delta T = 90 - 25 = 65 \text{ K}$, on trouve un flux d'eau égal à

$$m_{H_2O} = 1.2085 \cdot 10^7 \text{ kg/d} \Rightarrow V_{H_2O} \approx 1.2085 \cdot 10^7 \text{ L/d} = 139.8 \text{ L/s}$$

Deuxième méthode : les capacités calorifiques dépendent de la température On peut être plus précis en utilisant les capacités calorifiques suivantes [5] :

$$\begin{cases} C_{p_{N_{H_3(g)}}}(T) &= 31.81 + (15.48 \cdot 10^{-3})T + (5.86 \cdot 10^{-6})T^2 \text{ J/molK} \\ C_{p_{H_2(g)}}(T) &= 29.30 - (0.84 \cdot 10^{-3})T + (2.09 \cdot 10^{-6})T^2 \text{ J/molK} \\ C_{p_{N_2(g)}}(T) &= 27.62 + (4.19 \cdot 10^{-3})T \text{ J/molK} \end{cases}$$

En refaisant le calcul ci-dessus en tenant compte de la variation des capacités calorifiques en fonction de la température, nous obtenons un débit un peu inférieur de 135.662 L/s. On remarque que l'erreur faite en utilisant l'approximation de la section précédente est de 3%.

4 Sources des réactifs

4.1 Sources de diazote

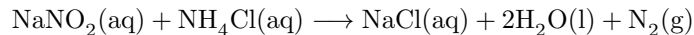
4.1.1 Procédé cryogénique

Ce procédé se base sur la séparation des différents constituants de l'air en fonction de leur température d'ébullition (l'oxygène O_2 se condense avant le diazote N_2). L'air est purifié jusqu'à liquéfaction et les différents constituants sont séparés dans une colonne de rectification par distillation fractionnée. Cette méthode permet d'avoir du diazote N_2 pur à 99,99%. Cette méthode est efficace pour une consommation au-delà de 200 m³/h [3].

4.1.2 Perméation gazeuse

Ce procédé utilise les différentes vitesses d'effusion des molécules de gaz à travers une membrane. L' O_2 , H_2O et le CO_2 s'effusent plus rapidement que le N_2 . Cette méthode nous permet d'obtenir du N_2 sec pur à 95-99. Ce procédé s'utilise pour des débits forts variables (3 – 1000 m³/h) [3].

4.1.3 Méthode de Ramsay

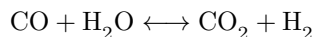
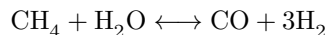


On chauffe le mélange de $NaNO_2$ et NH_4Cl pour obtenir le N_2 sous forme gazeuse. Un désavantage de cette méthode par rapport aux 2 premières est qu'il faut acheter les réactifs. De plus, il faut utiliser de l'énergie pour chauffer la réaction [6].

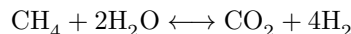
4.2 Sources de dihydrogène

4.2.1 Vaporeformage de méthane

2 réactions sont utilisées pour ce procédé [4] :

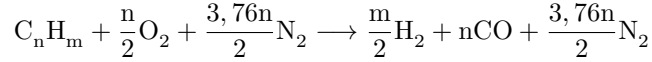


L'équation bilan obtenue est la suivante :



Cette réaction nécessite un catalyseur : le nickel. Le rendement varie entre 40 – 45%. Le problème de cette méthode est qu'elle rejette une grande quantité de CO_2 , gaz à effet de serre [7].

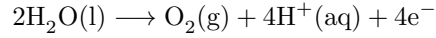
4.2.2 Oxydation partielle d'hydrocarbure



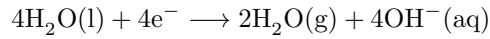
L'air est comburant pour cette réaction, qui a besoin d'être catalysée. Son caractère exothermique aide à la catalyse. L'inconvénient de cette méthode est son faible rendement [7].

4.2.3 Electrolyse

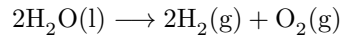
Réaction à l'anode :



Réaction à la cathode :



L'équation bilan obtenue est la suivante :

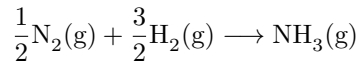


La réaction nécessite une grande quantité d'électricité. L'eau, quant à elle, est présente en quantité illimitée et est peu coûteuse. En pratique, cette méthode est très peu utilisée [7].

5 Bilan de matiere

Pour la compréhension de cette section, nous vous renvoyons vers le flow-sheet A.2. On pose le flux de $NH_3(g)$ à la sortie égal à m_{NH_3} g/d¹.

Nous partons de la réaction :



$$m_{NH_3} = m_{NH_3} \text{ g/d}$$

Et donc,

$$n_{NH_3} = \frac{m_{NH_3}}{17} \text{ mol/d}$$

Ce qui donne

$$n_{N_2} = \frac{n_{NH_3}}{2} = \frac{m_{NH_3}}{34} \text{ mol/d}$$

et

$$n_{H_2} = \frac{3}{2} \cdot n_{NH_3}$$

On sait que le $N_2(g)$ provient uniquement de l'air entrant dans le réacteur du réformage primaire. Et comme on pose comme hypothèse que l'air est composé de 78% de $N_2(g)$, 21% de $O_2(g)$ et 1% d' $Ar(g)$, on peut déduire que n_{air} entrant dans le réacteur du réformage primaire vaut :

1. Avec g/d = grammes par jour.

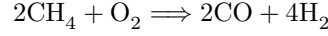
$$n_{air} = n_{N_2} \cdot \frac{100}{78} = \frac{25m_{NH_3}}{663} \text{ mol/d}$$

Et :

$$n_{O_2} = n_{air} \cdot \frac{21}{100} = \frac{7m_{NH_3}}{884} \text{ mol/d}$$

$$n_{Ar} = n_{air} \cdot \frac{1}{100} = \frac{1m_{NH_3}}{2652} \text{ mol/d}$$

On sait par la réaction du réformage secondaire suivante :



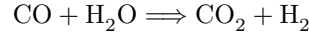
et par l'hypothèse que le $CH_4(g)$ et le $O_2(g)$ sont présents en quantité stoechiométrique :

$$n_{CH_4} = 2 \cdot n_{O_2} = \frac{7m_{NH_3}}{442} \text{ mol/d}$$

$$n_{CO} = n_{CH_4} = \frac{7m_{NH_3}}{442} \text{ mol/d}$$

$$n_{H_2} = 2 \cdot n_{CH_4} = \frac{7m_{NH_3}}{221} \text{ mol/d}$$

On s'intéresse ensuite à la réaction du Water-Gas-Shift :



On sait que $n_{CO} - WGS = n_{CO} - \text{réformage primaire} + n_{CO} \text{réformage secondaire}$

Et donc on a :

$$n_{CO_2} = n_{CO} = n_{H_2O}$$

S'il reste du H_2O à la fin de cette réaction, n_{H_2O} sera égal à n_{H_2O} du réformage primaire moins le n_{CO} du WGS.

On peut aussi déduire que $n_{CO_2-tot} = n_{CO_2-\text{réformage primaire}} + n_{CO_2-WGS}$.

On peut aussi conclure que :

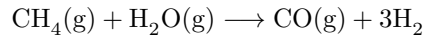
$$n_{H_2-\text{réformage primaire}} = n_{H_2-\text{synthèse } NH_3} - n_{H_2-\text{réformage secondaire}} - n_{H_2-WGS}$$

6 Equilibre du reformage primaire

6.1 Calcul de la constante d'équilibre

Pour calculer la constante d'équilibre nous allons utiliser $K = \exp \frac{-\Delta G}{RT}$ avec $\Delta G = \Delta H - T\Delta S$

6.1.1 Première réaction



Connaissant l'enthalpie en conditions standards [1] et les capacités calorifiques dépendant de la température [5] :

$$\left\{ \begin{array}{l} C_{p_{CO}}(T) = 27.62 + (5.02 \cdot 10^{-3})T \text{ J/molK} \\ C_{p_{H_2}}(T) = 29.3 - (0.84 \cdot 10^{-3})T + (2.09 \cdot 10^{-6})T^2 \text{ J/molK} \\ C_{p_{CH_4}}(T) = 14.23 + (75.3 \cdot 10^{-3})T - (18 \cdot 10^{-6})T^2 \text{ J/molK} \\ C_{p_{H_2O}}(T) = 30.13 + (10.46 \cdot 10^{-3})T \text{ J/molK} \end{array} \right.$$

$$\begin{aligned}\Delta H_1(T) &= \Delta H(298.15 \text{ K}) + \int_{298.15}^T C_{p_{CO(g)}} dT + 3 \int_{298.15}^T C_{p_{H_2(g)}} dT + \int_T^{298.15} C_{p_{CH_4(g)}} dT + \int_T^{298.15} C_{p_{H_2O(g)}} dT \\ &= 188369.87 + 71.16T - 0.04163T^2 + (8.09 \cdot 10^{-6})T^3\end{aligned}$$

Connaissant l'entropie en conditions standards [1]

$$\begin{aligned}\Delta S_1(T) &= \Delta S(298.15 \text{ K}) + \int_{298.15}^T C_{p_{CO(g)}} \frac{dT}{T} + 3 \int_{298.15}^T C_{p_{H_2(g)}} \frac{dT}{T} + \int_T^{298.15} C_{p_{CH_4(g)}} \frac{dT}{T} + \int_T^{298.15} C_{p_{H_2O(g)}} \frac{dT}{T} \\ &= -167.05 + 71.16 \ln T - 0.08326T + (1.2135 \cdot 10^{-5})T^2\end{aligned}$$

Nous pouvons calculer ΔG_1 :

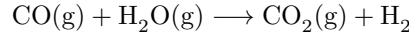
$$\Delta G_1(T) = 188369.9 - (71.16 \ln T)T + 238.21T + 0.04163T^2 - (4.045 \cdot 10^{-6})T^3 \quad (1)$$

Nous obtenons donc

$$K_1 = \exp \frac{-\Delta G_1}{RT}$$

où ΔG_1 est donnée par l'équation 1.

6.1.2 Deuxième réaction



Connaissant l'enthalpie en conditions standards [1] et les capacités calorifiques dépendant de la température [5] :

$$C_{p_{CO_2}}(T) = 32.22 + (22.18 \cdot 10^{-3})T + (3.35 \cdot 10^{-6})T^2$$

$$\begin{aligned}\Delta H_2(T) &= \Delta H(298.15 \text{ K}) + \int_{298.15}^T C_{p_{CO_2(g)}} dT + \int_{298.15}^T C_{p_{H_2(g)}} dT + \int_T^{298.15} C_{p_{CO(g)}} dT + \int_T^{298.15} C_{p_{H_2O(g)}} dT \\ &= -42533.33 + 3.77T + (2.93 \cdot 10^{-3})T^2 - (4.2 \cdot 10^{-7})T^3\end{aligned}$$

Connaissant l'entropie en conditions standards [1]

$$\begin{aligned}\Delta S_2(T) &= \Delta S(298.15 \text{ K}) + \int_{298.15}^T C_{p_{CO_2(g)}} \frac{dT}{T} + \int_{298.15}^T C_{p_{H_2(g)}} \frac{dT}{T} + \int_T^{298.15} C_{p_{CO(g)}} \frac{dT}{T} + \int_T^{298.15} C_{p_{H_2O(g)}} \frac{dT}{T} \\ &= -65.9 + 3.77 \ln(T) + (5.86 \cdot 10^{-3})T - (6.3 \cdot 10^{-7})T^2\end{aligned}$$

Nous pouvons calculer ΔG_2 :

$$\Delta G_2 = -42533.33 - (3.77 \ln(T))T + 69.67T - (2.93 \cdot 10^{-3})T^2 + (2.1 \cdot 10^{-7})T^3 \quad (2)$$

Nous obtenons donc

$$K_2 = \exp \frac{-\Delta G_2}{RT}$$

où ΔG_2 est donné par l'équation 2.

Avancement	$CH_{3(g)}$	+	$H_2O_{(g)}$	\leftrightarrow	$CO_{(g)}$	+	$3H_{2(g)}$
n_i	n_{01}		n_{02}		0		0
$n_{eq}(x)$	$n_{01} - x$		$n_{02} - x - y$		$x - y$		$3x + y$
$a(t) = \frac{p_p(t)}{p^\circ}$	$\frac{n_{01} - x}{n_{gaz,tot}} \cdot \frac{p_{tot}}{p^\circ}$		$\frac{n_{02} - x - y}{n_{gaz,tot}} \cdot \frac{p_{tot}}{p^\circ}$		$\frac{x - y}{n_{gaz,tot}} \cdot \frac{p_{tot}}{p^\circ}$		$\frac{3x + y}{n_{gaz,tot}} \cdot \frac{p_{tot}}{p^\circ}$

Avancement	$CO_{(g)}$	+	$H_2O_{(g)}$	\leftrightarrow	$CO_{2(g)}$	+	$H_{2(g)}$
n_i	x		$n_{02} - x$		0		$3x$
$n_{eq}(y)$	$x - y$		$n_{02} - x - y$		y		$3x + y$
$a(t) = \frac{p_p(t)}{p^\circ}$	$\frac{x - y}{n_{gaz,tot}} \cdot \frac{p_{tot}}{p^\circ}$		$\frac{n_{02} - x - y}{n_{gaz,tot}} \cdot \frac{p_{tot}}{p^\circ}$		$\frac{y}{n_{gaz,tot}} \cdot \frac{p_{tot}}{p^\circ}$		$\frac{3x + y}{n_{gaz,tot}} \cdot \frac{p_{tot}}{p^\circ}$

FIGURE 1 – Les tableaux d'avancement des deux réactions ;

6.2 Etat d'avancement

Analysons maintenant plus en détails les deux réactions qui ont lieu dans le réformage primaire. Ces deux réactions se passent à l'équilibre dans le même réacteur. De plus, dans la gamme de températures qui nous intéressent, on considère tous les composants à l'état gazeux. Nous ferons l'hypothèse que ces gazs se comportent comme des gazs parfaits. Voici donc les tableaux d'avancement en conséquence, à la figure 1.

Ici, x et y sont respectivement les avancements des première et deuxième réactions. Nous travaillons en moles par jour. On remarque bien que les quantités à l'équilibre correspondent dans les deux tableaux. Avant de s'attaquer à l'écriture des quotients réactionnels à l'équilibre, notons que le nombre total de moles de gaz se trouve en prenant une seule fois le nombre de moles de chaque composant.

On a donc : $n_{gaz,tot} = n_{01} + n_{02} + 2x$

Nous pouvons écrire nos deux équilibres :

$$\begin{cases} K_1 = \frac{(x-y)(3x+y)^3 p_{tot}^2}{(n_{02}-x)(n_{02}-x-y)n_{gaz,tot}^2 p_0^2} \\ K_2 = \frac{y(3x+y)}{(x-y)(n_{02}-x-y)} \end{cases}$$

Pour ces équations, p_{tot} est la pression à la sortie du réacteur, c'est-à-dire 28 bars et p_0 est la pression standard, c'est à dire 1 bar. K_1 et K_2 ont été calculés plus tôt en fonction de la température. De plus, grâce au bilan de matière fait précédemment, nous obtenons les deux équations suivantes :

$$\begin{cases} n_{01} - x = \frac{7}{442} \cdot m_{NH_3} \\ 3x + y = \frac{9}{221} \cdot m_{NH_3} - (x - y) \end{cases}$$

Ainsi, nous avons un système de quatre équations à quatre inconnues qui nous permettra d'exprimer toutes les entrées/sorties en fonction de la température et du débit de NH_3 .

7 Bilan d'énergie

Afin d'évaluer la quantité totale d'énergie dont nous avons besoin pour mener à bien la synthèse d'ammoniac, nous allons regarder les quantités requises à chaque étape du processus pour ensuite déterminer la totalité des besoins énergétiques du système.

Comme chaque réaction se passe à des températures différentes de la température ambiante, nous calculerons le $\Delta H_{reaction}$ à température ambiante selon l'équation suivante

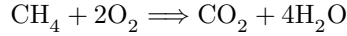
$$\Delta H_{reaction} = \Sigma \Delta H_{f, produits} - \Sigma \Delta H_{f, reactifs}$$

Ensuite, à l'aide des C_p variables en fonction de la température, nous serons alors en mesure de déterminer le $\Delta H_{reaction}$ à la température voulue selon l'équation

$$\Delta H(T_2) = \Delta H(T_1) + \int_{T_2}^{T_1} C_{p_{reactifs}} dT + \int_{T_1}^{T_2} C_{p_{produits}} dT$$

où T_1 est ici la température ambiante, soit 298.15 K.

Équation de combustion La combustion du méthane se passe dans le four, et fournit la totalité de l'énergie requise par l'ensemble du processus, avec un rendement de 75 pourcents. La réaction se produit selon l'équation chimique suivante :



$$\begin{aligned} \Delta H_{reaction} &= \Sigma \Delta H_{f, produits} - \Sigma \Delta H_{f, reactifs} \\ &= (-393.51) + 2 \cdot (-241.82) - (-74.81) + 2 \cdot 0 \\ &= (-877.15) - (-74.81) \\ &= -802.34 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

La réaction se passe généralement à une température avoisinant les 1300 K. Voici les C_p variables en fonction de la température des différents composants[5] (exprimés en J/molK) :

$$\left\{ \begin{array}{l} C_{p_{CH_4}}(T) = 14.23 + 75.3 \cdot 10^{-3}T + (-18 \cdot 10^{-6})T^2 \\ C_{p_{O_2}}(T) = 25.73 + 12.97 \cdot 10^{-3}T + (-3.77 \cdot 10^{-6})T^2 \\ C_{p_{CO_2}}(T) = 32.22 + 22.18 \cdot 10^{-3}T + (-3.35 \cdot 10^{-6})T^2 \\ C_{p_{H_2O}}(T) = 30.13 + 10.46 \cdot 10^{-3}T + (0 \cdot 10^{-6})T^2 \end{array} \right.$$

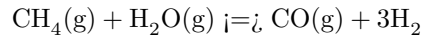
Calculons maintenant le ΔH pour une température T_2 de 1300 K :

$$\begin{aligned} \Delta H(1300 \text{ K}) &= \Delta H(298.15 \text{ K}) + \int_{1300}^{298.15} C_{p_{reactifs}} dT + \int_{298.15}^{1300} C_{p_{produits}} dT \\ &= -805.99 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

On peut donc voir que cette réaction est largement exothermique, c'est elle qui fournira l'énergie nécessaire aux réactions du réformage primaire.

Reformage primaire Dans notre travail, la température du réformage primaire est un paramètre. Nous obtiendrons donc une enthalpie dépendant de la température. Le réformage primaire est composé de deux équations.

La première réaction est donnée par

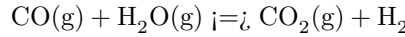


Connaissant l'enthalpie en conditions standards [1] et les capacités calorifiques dépendant de la température [5] :

$$\left\{ \begin{array}{l} C_{p_{CO}}(T) = 27.62 + (5.02 \cdot 10^{-3})T \text{ J/molK} \\ C_{p_{H_2}}(T) = 29.3 - (0.84 \cdot 10^{-3})T + (2.09 \cdot 10^{-6})T^2 \text{ J/molK} \\ C_{p_{CH_4}}(T) = 14.23 + (75.3 \cdot 10^{-3})T - (18 \cdot 10^{-6})T^2 \text{ J/molK} \\ C_{p_{H_2O}}(T) = 30.13 + (10.46 \cdot 10^{-3})T \text{ J/molK} \end{array} \right.$$

$$\begin{aligned}\Delta H_1(T) = \Delta H(298.15 \text{ K}) &= + \int_{298.15}^T C_{p_{CO(g)}} dT + 3 \int_{298.15}^T C_{p_{H_2(g)}} dT + \int_T^{298.15} C_{p_{CH_4(g)}} dT + \int_T^{298.15} C_{p_{H_2O(g)}} dT \\ &= 188369.87 + 71.16T - 0.04163T^2 + (8.09 \cdot 10^{-6})T^3 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

La deuxième réaction est donnée par

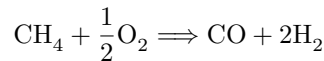


Connaissant l'enthalpie en conditions standards [1] et les capacités calorifiques dépendant de la température [5] :

$$C_{p_{CO_2}}(T) = 32.22 + (22.18 \cdot 10^{-3})T + (3.35 \cdot 10^{-6})T^2 \text{ J/molK}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_2(T) &= \Delta H(298.15 \text{ K}) + \int_{298.15}^T C_{p_{CO_2(g)}} dT + \int_{298.15}^T C_{p_{H_2(g)}} dT + \int_T^{298.15} C_{p_{CO(g)}} dT + \int_T^{298.15} C_{p_{H_2O(g)}} dT \\ &= -42533.33 + 3.77T + (2.93 \cdot 10^{-3})T^2 - (4.2 \cdot 10^{-7})T^3 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Reformage secondaire



$$\begin{aligned}\Delta H_{reaction} &= \Sigma \Delta H_{f,produits} - \Sigma \Delta H_{f,reactifs} \\ &= (-110.53) + 2 \cdot 0 - ((-74.81) + \frac{1}{2} \cdot 0) \\ &= (-110.53) - (-74.81) \\ &= -35.72 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Le reformage secondaire s'opère généralement à une température de 1173 K. Voici les C_p variables en fonction de la température des différents composants [5] (exprimées en J/molK) :

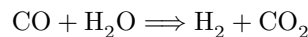
$$\left\{ \begin{array}{l} C_{p_{CH_4}}(T) = 14.23 + 75.3 \cdot 10^{-3}T + (-18 \cdot 10^{-6})T^2 \\ C_{p_{O_2}}(T) = 25.73 + 12.97 \cdot 10^{-3}T + (-3.77 \cdot 10^{-6})T^2 \\ C_{p_{CO}}(T) = 27.62 + 5.02 \cdot 10^{-3}T + (0 \cdot 10^{-6})T^2 \\ C_{p_{H_2}}(T) = 29.3 + (-0.84) \cdot 10^{-3}T + (2.09 \cdot 10^{-6})T^2 \end{array} \right.$$

Calculons maintenant le ΔH à 1173.15 K :

$$\begin{aligned}\Delta H(1173.15 \text{ K}) &= \Delta H(298.15 \text{ K}) + \int_{1173.15}^{298.15} C_{p_{reactifs}} dT + \int_{298.15}^{1173.15} C_{p_{produits}} dT \\ &= -20.29 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Il s'agit donc d'une réaction exothermique.

Water-Gas-Shift



$$\begin{aligned}\Delta H_{reaction} &= \Sigma \Delta H_{f,produits} - \Sigma \Delta H_{f,reactifs} \\ &= 0 + (-393.51) - (-110.53 + (-241.82)) \\ &= -393.51 - (-352.35) \\ &= -41.16 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Le Water Gas Shift s'opere generalement entre 200 et 400°. Nous considererons alors une temperature de reaction de 300°, soit 573.15 K.

Voici les C_p variables en fonction de la temperature des differents composants[5] :

$$\begin{cases} C_{p_{CO_2}}(T) &= 32.22 + 22.18 \cdot 10^{-3}T + (-3.35 \cdot 10^{-6})T^2 \\ C_{p_{H_2O}}(T) &= 30.13 + 10.46 \cdot 10^{-3}T + (0 \cdot 10^{-6})T^2 \\ C_{p_{CO}}(T) &= 27.62 + 5.02 \cdot 10^{-3}T + (0 \cdot 10^{-6})T^2 \\ C_{p_{H_2}}(T) &= 29.3 + (-0.84) \cdot 10^{-3}T + (2.09 \cdot 10^{-6})T^2 \end{cases}$$

Calculons maintenant le ΔH à 573.15 K :

$$\begin{aligned} \Delta H(573.15 \text{ K}) &= \Delta H(298.15 \text{ K}) + \int_{298.15}^{573.15} C_{p_{reactifs}} dT + \int_{298.15}^{573.15} C_{p_{produits}} dT \\ &= -55.63 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Il s'agit donc d'une reaction exothermique.

Séparation de CO_2 et de H_2O Pour cette étape, nous ferons l'hypothèse que les étapes requises pour enlever le CO_2 et le H_2O des composants présents dans le circuit ne nécessitent pas d'énergie, ou du moins énergétiquement indépendante des autres besoins en énergie du reste du système.

Synthèse du NH_3

Conclusion Étant donné le fait que nous ayons besoin de X kJ pour le reformage primaire, et que l'énergie que la combustion donne au début du système se fait à un rendement de 75 pourcent, nous pouvons facilement déterminer le débit de CH_4 à injecter dans le four au départ. Cependant, la quantité d'énergie nécessaire lors du reformage primaire varie en fonction de la température. Par conséquent, la combustion sera aussi fonction de la température, et ce en prenant en compte le rendement de 75 pourcent².

8 Outil de gestion

Notre outil de gestion se base sur les équations écrites lors du bilan de matière et lors du calcul de l'état d'avancement des réactions dans le reformage primaire. Il résout donc un système à 4 équations et à 4 inconnues et ne sélectionne que les solutions positives et réelles. Notre programme peut être amélioré et nous en sommes conscients. On pourrait le rendre plus robuste en traitant par exemple les cas où les arguments de notre fonction ne sont pas valides. On peut aussi le rendre plus conviviale en créant un interface graphique permettant d'utiliser notre fonction sans passer par la commande. On pourrait également lui demander de calculer la quantité de CO_2 rejetée dans l'atmosphère afin de quantifier l'impact environnemental. Toutes ces améliorations seront d'ailleurs ajoutées par la suite. Le code de notre fonction est présenté ci-dessous.

```

1 function [AIR, H2O, CH4] = OutilDeGestion(T, NH3)
2 % Groupe 124.3 - 13/10/2014
3 % Retourne les masses/jour de matieres premieres :
4 % - Air : N2, O2, Ar;
5 % - CH4, H2O
6 % Input : T en Kelvin et NH3 en tonnes/jour.
7 % Output : matieres premieres en tonnes/jour.
8
9 % On convertit les tonnes en kilogrammes (*1000) puis en grammes (*1000)
10 mNH3 = NH3*1e06;
11
12 % Constante des gaz parfaits
13 R = 8.3144621;
14

```

2. "prendre en compte le rendement de 75 pourcent" signifie faire fonctionner le four à 133.3 pourcent afin d'avoir la quantité d'énergie nécessaire malgré le rendement inférieur à 100 pourcent.

```

15 % Constantes d'equilibres des reactions du reformage primaire
16 G1 = (188369.9) - (71.16*T*log(T)) + (238.21*T) + (0.04163*T^2) - ((4.045e-6)*T^3);
17 K1 = exp(-G1/(R*T));
18 G2 = (-42533.33) + (69.67*T) - (2.93e-3)*(T^2) + (2.1e-7)*(T^3) - (3.77*T*log(T));
19 K2 = exp(-G2/(R*T));
20 % ptot = 28bars, pression a la sortie du reformage primaire
21 ptot = 28e5;
22 % p0 = 1 bar, pression standard
23 p0 = 1e5;
24
25 % On resout le systeme formes des 4 equations.
26 syms x y H2O CH4 positive;
27 eqn1 = K1 == ((x-y)*((3*x + y)^3)*ptot^2)/((H2O-x)*(H2O-x-y)*(H2O+CH4+(2*x))*p0^2);
28 eqn2 = K2 == (y*(3*x + y))/((x-y)*(H2O-x-y));
29 eqn3 = CH4 - x == 7/442 * mNH3;
30 eqn4 = 3*x + y == (9/221 * mNH3) -x+y;
31 eqns = [eqn1 eqn2 eqn3 eqn4];
32
33 % Solutions du systeme en moles
34 [x, y, H2O, CH4] = solve(eqns);
35
36 % On va remettre les solutions du systeme en tonnes
37 MAr = 39.948;
38 MN2 = 28.014;
39 MO2 = 31.998;
40 MH2O = 18.0148;
41 MCH4 = 16.0426;
42
43 nAr = (0.01*mNH3)/26.52; % 26.52 = 34*0.78
44 nN2 = mNH3/34;
45 nO2 = (0.21*mNH3)/26.52;
46 % Masse d'air en tonnes
47 mAIR = ((nAr)*(MAr))/(1e06) + ((nN2)*(MN2))/(1e06) + (nO2*MO2)/(1e06);
48
49 % On transforme les valeurs en tonnes
50 [mAIR, (H2O*MH2O)/(1e06), (CH4*MCH4)/(1e06)]
51 end

```

9 Etude paramétrique

10 Calcul du nombre de tuyaux

Maintenant, nous allons calculer le nombre de tubes dont nous aurons besoin pour notre réacteur multi-tubulaire. Nous avons ces données de base : $m_{\dot{r}actifs} = 517.05 \text{ t/d}$, $T = 1080 \text{ K}$, $d_{tube} = 10^{-1} \text{ m}$ et $c = 2 \text{ m/s}$ où $m_{\dot{r}actifs}$ est le débit massique par jour de réactifs (déterminé avec l'outil de gestion pour une température citée ci-après et un débit massique de NH_3 de 1500 t/d , T une température plausible choisie pour le dimensionnement du réacteur multi-tubulaire, d_{tube} est le diamètre d'un tube et c est la vitesse superficielle à l'entrée du réacteur. Transformons d'abord le débit massique en débit volumique :

$$517.05 \text{ t/d} = 5.984 \cdot 10^{-3} \text{ t/s} = 5.984 \cdot \nu \text{ m}^3/\text{s} = \dot{V}$$

avec ν le volume massique du mélange que l'on introduit dans le réacteur. Nous pouvons déterminer ν grâce à l'expression de la loi des gaz parfaits sous forme thermodynamique $\nu = \frac{R^* \cdot T}{31 \cdot 10^5}$ où R^* vaut

$$\frac{R}{\frac{16 \cdot x_{CH_4} + 18 \cdot x_{H_2O}}{2}}$$

avec x_{CH_4} et x_{H_2O} les fractions molaire du méthane et de l'eau entrant dans le système. Ensuite, à l'aide des notions de système ouvert et de l'hypothèse $\dot{m}_{\text{entrée}} = \dot{m}_{\text{sortie}}$, nous obtenons que $\dot{V} = c \cdot A$ avec \dot{V} le débit volumique et A la somme des sections de tous les tubes. En remplaçant par les valeurs que nous possédons, nous obtenons :

$$A = \frac{\dot{V}}{c} = \frac{5.984\dot{\nu}}{2} = 2.992 \cdot \nu \text{ m}^2$$

Or, on sait que la surface d'un tube vaut $\pi \cdot (\frac{d}{2})^2 = 7.85 \cdot 10^{-3} \text{ m}$. Le nombre de tubes est, dès lors, le rapport de la section totale trouvée plus haut sur la section d'un tube. Ce qui nous donne finalement :

$$\text{Nombre de tubes} = \frac{2.992 \cdot \nu}{7.854 \cdot 10^{-3}} = 380.98 \cdot \nu$$

Pour terminer cette partie, nous allons calculer un nombre de tuyaux sous certaines hypothèses et conditions. Nous supposons que les fractions molaires de CH_4 et de NH_3 sont identiques (hypothèses valables à 1080 K), c'est-à-dire que $x_{CH_4} = x_{H_2O}$. Dès lors, le volume massique ν devient :

$$\nu = \frac{R^* \cdot T}{31 \cdot 10^5} = \frac{\frac{8.314}{17 \cdot 10^{-3}} \cdot 1080}{31 \cdot 10^5} = 0.17$$

Ce qui nous donne un nombre de tube approximatif de 65 (64.77).

Références

- [1] Atkins and Jones. *Principes de chimie*. De Boeck, 2nd edition, 2013.
- [2] Ph.D. Bruce Mattson. Microscale gas chemistry : Experiments with nitrogen. <http://mattson.creighton.edu/N2/index.html>, septembre 2014.
- [3] Société chimique de France.
- [4] Association française pour l'Hydrogène et les piles à combustibles. http://www.afhypac.org/fr/3_production_de_l_hydrogene, septembre 2014.
- [5] Sorbonne Universités. Capacité calorifique molaire à pression constante. <http://www.edu.upmc.fr/chimie/lc101-202-301/communs/public/capcalo.htm>, octobre 2014.
- [6] Wikipédia. <http://fr.wikipedia.org/wiki/diazote>, septembre 2014.
- [7] Wikipédia. <http://fr.wikipedia.org/wiki/dihydrogene>, septembre 2014.

A Annexes

A.1 Premier jet du flow-sheet simplifié

La première ébauche de notre flow-sheet se trouve à la figure 2.

A.2 Deuxième version du flow-sheet

La deuxième version de notre flow-sheet se trouve à la figure 3.

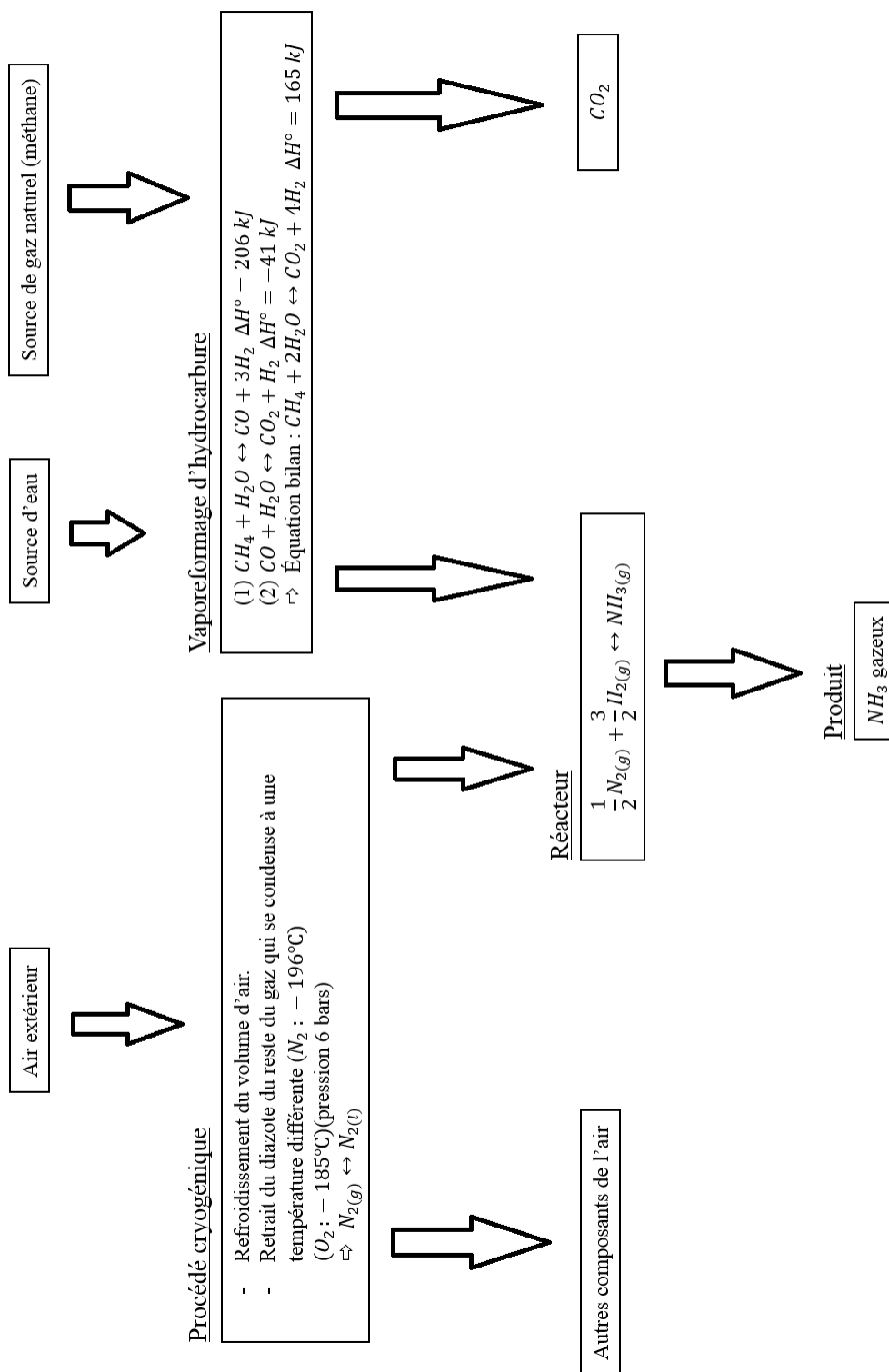


FIGURE 2 – Première ébauche de notre flow-sheet.

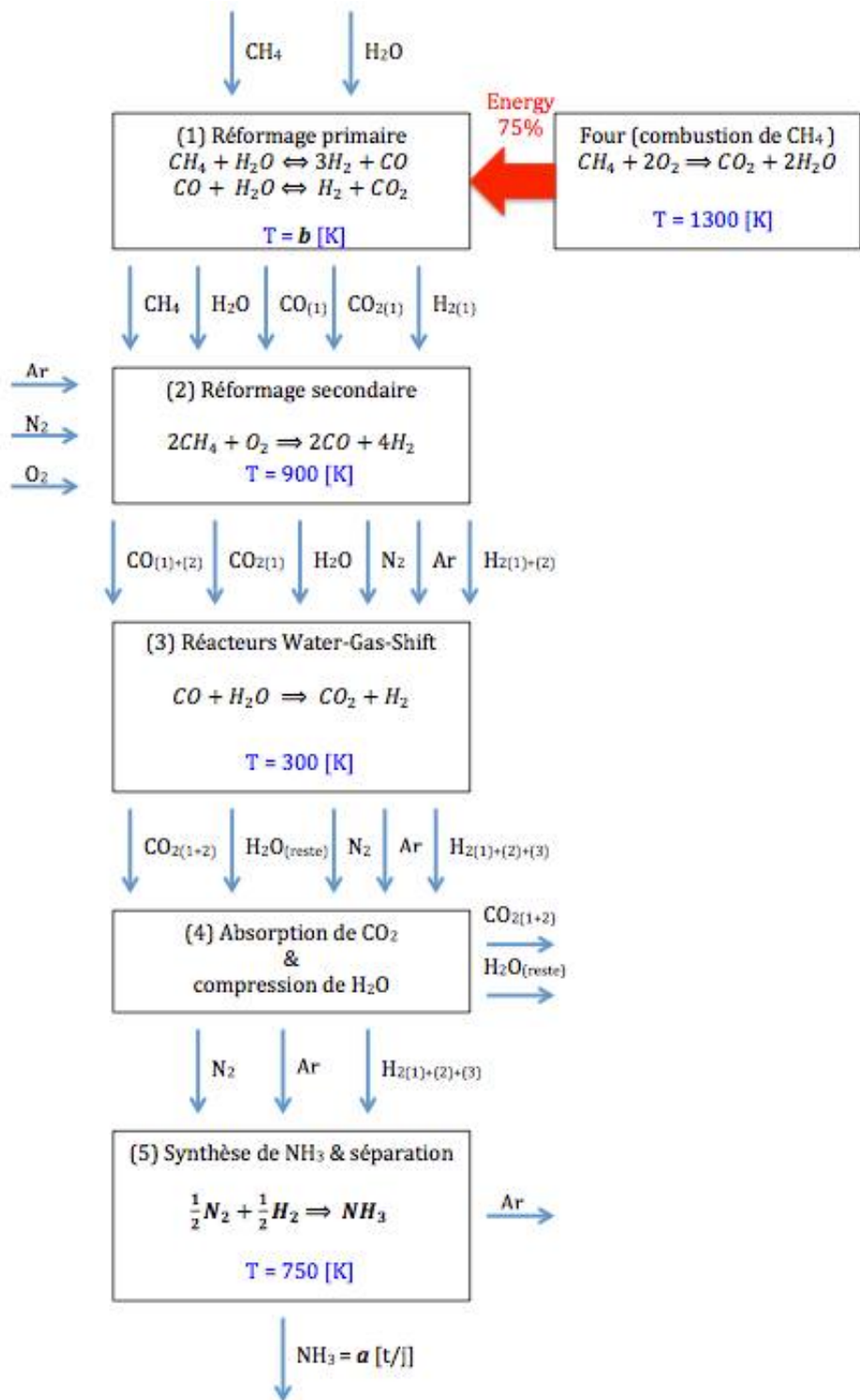


FIGURE 3 – Deuxième ébauche de notre flow-sheet.