

Fiche-guide de TD sur l'absorption du CO₂ dans du méthanol

1) Objectifs du TD

L'objectif est d'étudier la capture du CO₂ dans une centrale électrique par absorption dans du méthanol, et de montrer comment on peut la modéliser de manière réaliste avec Thermoptim. Notons que le modèle complet est de très grande taille et ne peut être construit qu'avec la version Standard du progiciel, ou Professionnelle (si l'on veut avoir accès aux outils d'optimisation). La version de démonstration ou education salle de cours permet cependant d'ouvrir les projets fournis.

Il s'agit d'un procédé de capture pré-combustion qui se compose typiquement de deux étapes.

La première étape génère un mélange de monoxyde de carbone et d'hydrogène à partir du combustible primaire.

Deux réactions sont possibles :

- le réformage à la vapeur (steam reforming)
- l'oxydation partielle ou gazéification

La deuxième étape est une étape de conversion qui transforme CO en CO₂ en utilisant la réaction du gaz à l'eau.

Finalement, le CO₂ est extrait du mélange CO₂/H₂, dont la concentration initiale est de 15 à 60 % et la pression de 2 à 7 MPa. Le CO₂ peut alors être stocké.

2) Références

Cathy DESCAMPS, thèse de Doctorat, 1^{er} juin 2004, Etude de la capture du CO₂ par absorption physique dans les systèmes de production d'électricité basés sur la gazéification du charbon intégrée à un cycle combiné.

GICQUEL R., Systèmes Energétiques, Tome 1 : méthodologie d'analyse, bases de thermodynamique, Thermoptim, Presses de l'Ecole des Mines de Paris, février 2001.

GICQUEL R., Systèmes Energétiques, Tome 2 : applications, Presses de l'Ecole des Mines de Paris, novembre 2001.

3) TD principale

3.1 Enoncé

Cet exemple est relatif à une centrale à gazéification de charbon à cycle combiné intégré (IGCC) de 320 MWe, qui a fait l'objet d'un travail de recherche dans le cadre du Programme de recherche intégré PRI CO₂ du CNRS, en 2002 environ.

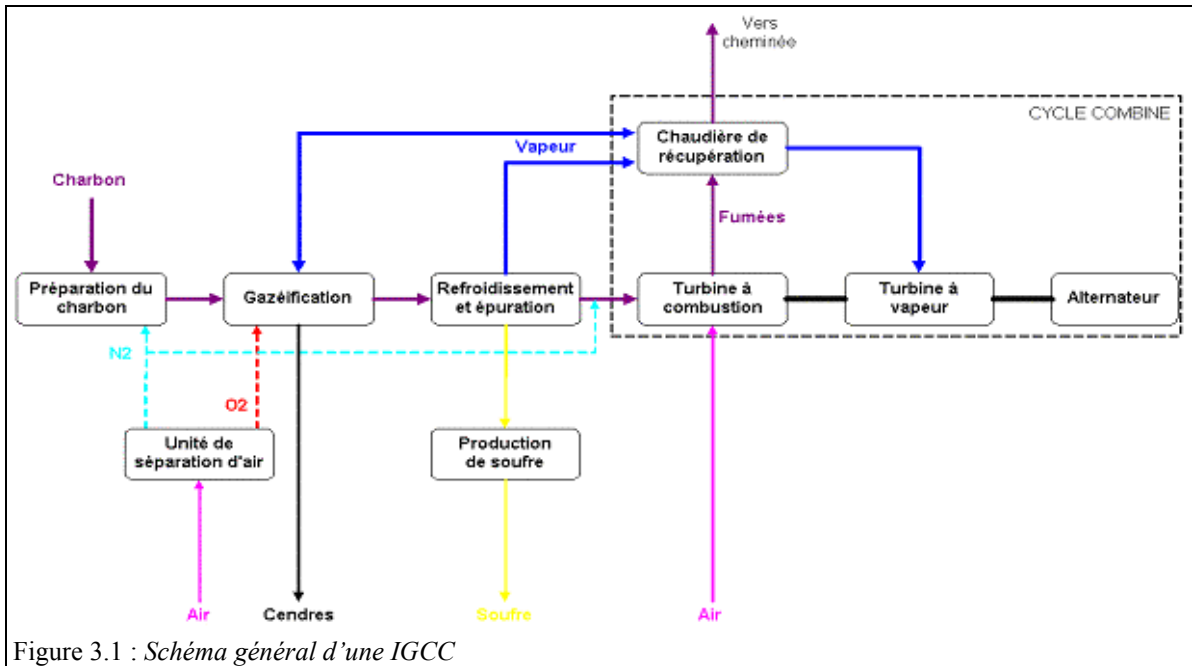
Rappelons (tome 1, section 6), que les IGCC sont des installations particulièrement complexes, comportant un grand nombre d'échangeurs, et susceptibles de fonctionner avec des combustibles différents selon les périodes de leur exploitation.

Le très grand intérêt de cette technologie est de réduire les émissions de polluants gazeux très au-delà des normes en vigueur et de fortement limiter les rejets solides, tout en conduisant à un rendement excellent (45 %). Son principal inconvénient est son coût d'investissement et d'exploitation, que l'on estime aujourd'hui supérieur de 25 % à celui d'une centrale à fioul ou charbon pulvérisé avec traitement des fumées.

Dans une IGCC (figure 3.1), le charbon est converti en gaz de synthèse dans un gazéifieur. Ce gaz est ensuite lavé et purifié, avant de servir de combustible à une turbine à combustion (c'est à dire une turbine à gaz), dont les effluents sont refroidis dans une chaudière de récupération ou générateur de vapeur récupérateur (GVR).

Dans une IGCC sans capture du CO₂, le gaz de synthèse contenant comme combustible CO + H₂ (figure 3.2) est brûlé dans la turbine à combustion, laquelle restitue un mélange CO₂ + H₂O considérablement dilué dans de l'azote.

Une alternative consiste à convertir le CO en CO₂ avant combustion. Celui-ci peut alors être éliminé de ce mélange concentré et sous pression, ce qui fournit à la turbine un combustible constitué essentiellement d'hydrogène.



En opérant ainsi, on peut bénéficier de la pression du gaz de synthèse et de sa moindre dilution. Il faut pour cela que le procédé de capture du CO₂ soit placé entre les modules "Refroidissement et épuration" et "Turbine à combustion" de la figure 3.1.

nom du composant	fraction molaire	fraction massique
CO	0,543	0,6833846
H ₂	0,2	0,0181151
CO ₂	0,034	0,06723174
H ₂ O	0,11	0,08903889
N ₂	0,113	0,1422297

Figure 3.2 : Composition du gaz de synthèse propre

Dans cette fiche-guide, nous montrons comment modéliser dans ThermoOptim l'ensemble de ces procédés, en supposant une séparation du CO₂ par absorption physique dans du méthanol. Une fois construit, le modèle permet d'étudier l'impact du dispositif de capture sur les performances globales de la centrale électrique.

3.1.1 Réaction de conversion du CO

Le gaz de synthèse propre, à la pression de 23 bars environ, a typiquement une composition voisine de celle qui est donnée figure 3.2.

Pour pouvoir capturer le CO₂ avant combustion, il faut convertir le CO, qui représente la fraction molaire la plus importante du gaz de synthèse. Cette conversion se fait selon la réaction d'équilibre (3.1), équimolaire, et donc non influencée par la pression.



Cette réaction montre qu'à la stœchiométrie, il faut une mole de H₂O par mole de CO, alors que dans le gaz de synthèse il n'y en a qu'environ 0,2. Il faut donc commencer par humidifier le gaz propre pour former un gaz de synthèse humide.

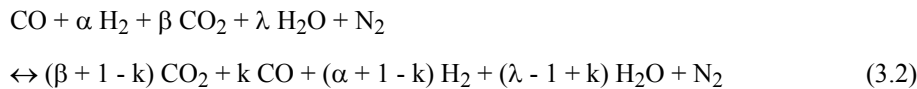
Dans Thermoptim, nous avons représenté cette humidification par un simple mélangeur entre le débit de gaz sec et un débit approprié de vapeur que nous avons supposés tous deux être à 23 bars et 340 °C.

Dans ces conditions, la composition du gaz de synthèse humide est donnée figure 3.3 (afin que la réaction de conversion du CO soit la plus totale possible, on l'effectue avec un excès d'eau voisin de 10 %).

nom du composant	fraction molaire	fraction massique
H2O	0,40435	0,3493135
CO	0,3634134	0,4881318
H2	0,1338539	0,01293936
CO2	0,02275517	0,04802267
N2	0,07562747	0,1015926

Figure 3.3 : Composition du gaz de synthèse humide

A l'entrée dans l'unité de conversion du CO, le gaz de synthèse humide contient non seulement des réactifs mais aussi des produits (CO₂ et H₂) et N₂ qui est inerte. La réaction réelle peut donc s'écrire sous la forme (3.2).



Nous avons établi un modèle de cette réaction en supposant qu'elle est à l'équilibre, la constante d'équilibre étant donnée par le tableau ci-dessous.

Entre 500 K et 1000 K, avec une précision de l'ordre de 0,5 %, K_p est donné par l'équation (3.3), qui présente l'intérêt qu'elle s'inverse sans problème particulier : il s'agit d'une équation du 2^{ème} degré en 1/T.

Température °C	K
227	134
327	27.6
427	8.95
527	4.11
627	2.20
727	1.37

$$\ln(K_p) = -3,69088 + \frac{3710,59}{T} + \frac{292\,593}{T^2} \quad (3.3)$$

La réaction (3.1) mettant en jeu un nombre de moles constant, l'équilibre est indépendant de la pression et n'est fonction que de la température. D'après la loi d'action de masse, on a ici :

$$K_p = \frac{[\text{CO}_2] [\text{H}_2]}{[\text{CO}] [\text{H}_2\text{O}]} = \frac{(1 - k)^2}{(\lambda - 1 + k) k} = \frac{(\beta + 1 - k) (\alpha + 1 - k)}{(\lambda - 1 + k) k} \quad (3.4)$$

Connaissant α , β , λ et T, c'est-à-dire K_p, k est aussi donné par une équation du second degré.

En pratique cependant, T, K_p et k sont la solution d'un système de trois équations à trois inconnues, malheureusement non linéaire. Les deux premières sont (3.3) et (3.4), tandis que la troisième (3.5) correspond à l'équilibre enthalpique du réacteur : la chaleur libérée par la réaction sert à échauffer les réactifs et les produits, jusqu'à la température T.

Pour l'exprimer, il faut calculer la composition des produits de la réaction et la température adiabatique de fin de réaction.

T_{ad} est obtenue en écrivant le bilan énergétique de la réaction pour 1 kmol de combustible :

L'enthalpie des produits est égale à celle des réactants ($m h_1$), plus la chaleur libérée pendant la réaction. Le débit-masse total se conserve. La chaleur libérée sert à échauffer les produits jusqu'à la température T_{ad} :

$$m h_2(T_{ad}) = m h_1 + Q \eta_{react}$$

On peut éventuellement introduire un terme supplémentaire pour tenir compte de pertes du réacteur : le rendement thermique η_{th} . Dans ces conditions, on ne parle plus de température adiabatique de fin de réaction, mais plutôt de température de fin de réaction T_{react} .

L'équation enthalpique s'écrit alors :

$$m h_2(T_{react}) = m h_1 + Q \eta_{react} \eta_{th} \quad (3.5)$$

T_{react} peut être obtenue par inversion de la fonction enthalpie.

$Q \eta_{react}$ se calcule facilement à partir de la réaction (3.1) ou (3.2) :

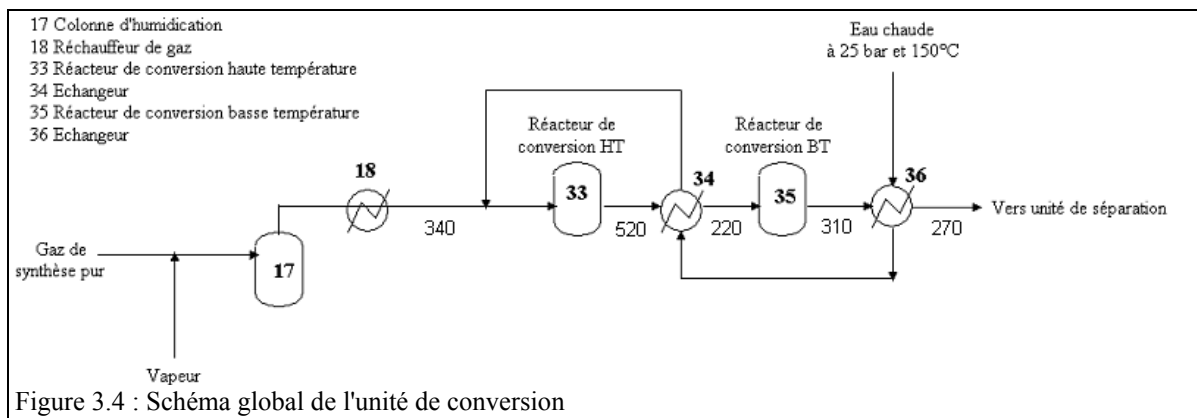
$$Q \eta_{react} = -\Delta H_r = (1 - k) h_{fCO} + (1 - k) h_{fH_2O} - (1 - k) h_{fCO_2}$$

$$Q \eta_{react} = 41\,170 (1 - k) \text{ kJ/kmol de CO}$$

L'algorithme de recherche de la solution est une dichotomie pour k variant entre 0,01 et 0,999. Deux valeurs de T sont estimées, l'une à partir des équations (3.3) et (3.4), l'autre à partir de (3.5). On itère jusqu'à ce qu'elles aient la même valeur.

Le composant Thermoptim est une transfo externe de type "CO shift conversion" (ShiftCO.class), disponible dans la modélothèque du portail Thermoptim-UNIT.

La réaction shift est une réaction assez fortement exothermique, influencée par la température. Pour convertir une grande partie du CO, on opère en plusieurs temps, en plaçant des refroidisseurs entre les réacteurs.



En considérant le schéma de l'unité de conversion à deux réacteurs donné figure 3.4, la composition finale du gaz converti est donnée figure 3.5.

nom du composant	fraction molaire	fraction massique
CO	0,04794129	0,06435771
H2	0,4513904	0,04361024
CO2	0,3398304	0,7167755
H2O	0,08489655	0,07329977
N2	0,07594142	0,1019568

Figure 3.5 : Composition du gaz de synthèse converti

Le schéma ThermoOptim de l'unité de conversion à deux réacteurs est donné figure 3.6.

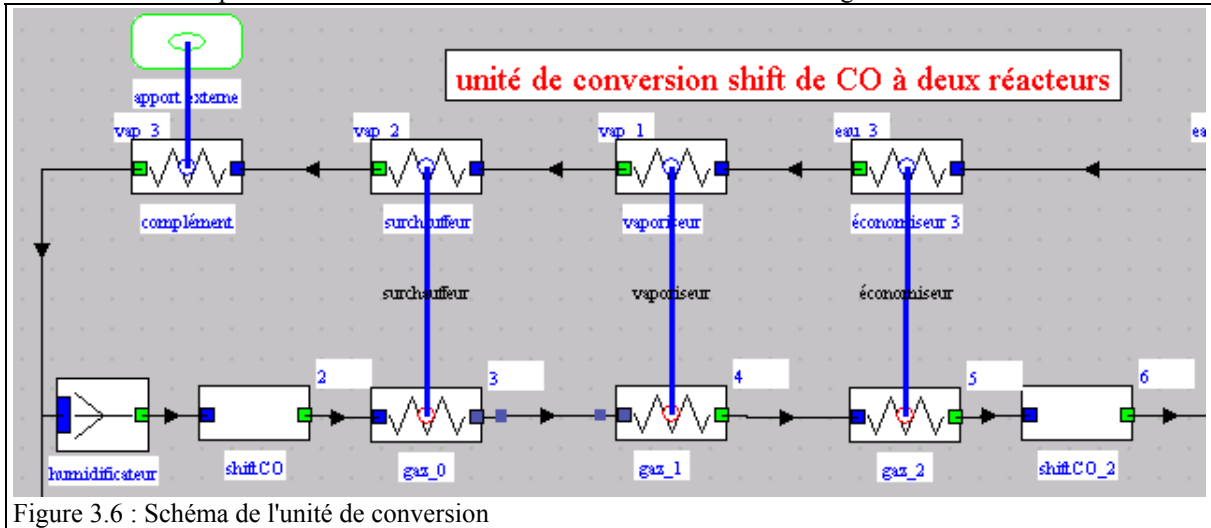


Figure 3.6 : Schéma de l'unité de conversion

Le modèle fait appel à un composant externe modélisant le réacteur, et utilisé deux fois, sous les noms de "shiftCO" et "shiftCO_2". Les autres éléments sont des composants standard du noyau de ThermoOptim.

Les comparaisons effectuées avec Aspen (REQUIL) montrent un bon accord.

Dans l'unité complète qui sera étudiée plus loin, la réaction shift fera appel à trois réacteurs.

3.1.2 Condensation du gaz converti

λ étant supérieur à 1, le gaz converti contient toujours de l'eau en sortie de conversion shift. Il se trouve que le méthanol absorbe préférentiellement l'eau, ce qui oblige à procéder à des purges et à un apport de solvant pur. Pour réduire les coûts induits par ces opérations, il faut condenser l'eau du gaz converti avant de l'introduire dans la colonne d'absorption. Etant donné qu'il faut en plus refroidir le gaz converti de 240 °C à environ -30 °C, la condensation se fait par refroidissement.

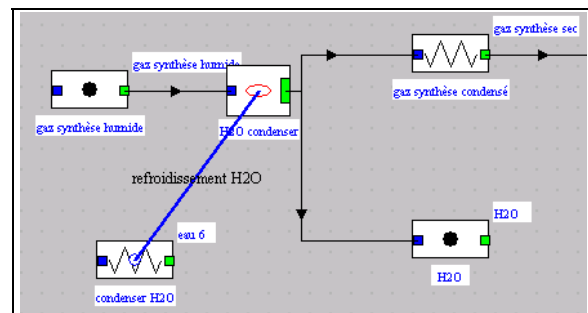


Figure 3.7 : Modèle de condensation du gaz converti

Le modèle que nous développons ici est celui qui est présenté section 4.8.4.1 du tome 1. Les seuls paramètres sont d'une part la valeur de l'efficacité σ de la batterie, et d'autre part celle de la température de surface

nom du composant	fraction molaire	fraction massique
H2O	0,007105356	0,006085271
CO	0,02749912	0,03661772
H2	0,5015676	0,04806702
CO2	0,3833642	0,8020734
N2	0,08046371	0,1071566

Figure 3.8 : Composition du gaz de synthèse converti déshydraté

Un diviseur externe (type "dehumidifying coil", DehumidifyingCoil.class) suffit pour représenter ce composant : sa veine principale reçoit le gaz converti, tandis que les deux flux de sortie correspondent au gaz de synthèse sec et à l'eau extraite. Le modèle met aussi en jeu un thermocoupleur représentant le refroidissement (figure 3.7).

Le calcul est fait de la manière suivante : la fraction molaire résiduelle en H_2O est déterminée à partir de σ , le débit-masse d'eau extraite à $30\text{ }^\circ\text{C}$ est déterminé, et les bilans de masse et d'enthalpie permettent de déterminer les débits sortant du composant et sa charge thermique. La figure 3.8 fournit la composition du gaz déshydraté.

3.1.3 Absorption du CO_2

Le modèle ThermoOptim d'absorption du CO_2 dans le méthanol est calé sur celui établi sous ASPEN Plus par C. Descamps.

Compte tenu des différences des pressions saturantes des différents gaz composant le gaz converti, c'est le CO_2 qui est absorbé préférentiellement.

Le gaz de synthèse refroidi et déshydraté entre sur la gauche de la colonne d'absorption (figure 3.9), où il barbotte dans le solvant à la pression de 23 bars.

Compte tenu de la basse température et de la forte pression, la solubilité dans le méthanol est élevée, au point même qu'il absorbe aussi de l'hydrogène.

Afin de le récupérer, le solvant enrichi est ensuite détendu à 10 bars, une turbine permettant de récupérer un peu d'énergie mécanique. En tête du ballon de détente, la partie du gaz riche en hydrogène est recyclée, un compresseur le ramenant à la pression de 23 bars, et un échangeur le refroidissant à $-30\text{ }^\circ\text{C}$.

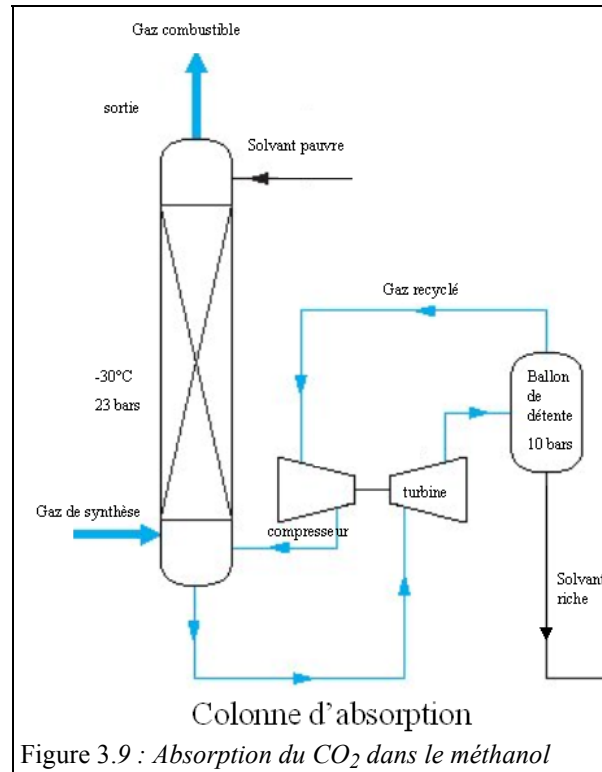


Figure 3.9 : Absorption du CO_2 dans le méthanol

Le solvant riche est récupéré en bas du ballon de détente, et le gaz de synthèse décarboné sort en tête de colonne.

Le bilan matière de l'absorbeur s'établit en toute rigueur de la manière suivante :

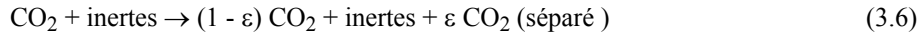
- l'eau résiduelle (il s'agit d'une fraction très faible) est complètement absorbée dans le solvant
- l'azote et le monoxyde de carbone sortent en tête complètement
- environ 99% de l'hydrogène est récupéré en tête de colonne, le reste étant absorbé dans le solvant
- la plus grande partie du CO_2 est absorbée dans le solvant

On appelle ε le taux de séparation du CO_2 . C'est le paramètre essentiel du modèle, qui détermine :

- le débit de solvant
- la température du CO_2 en sortie de colonne
- les puissances de refroidissement et de compression

Sur la base des résultats obtenus sous ASPEN Plus, un certain nombre d'hypothèses simplificatrices ont été retenues : on néglige l'eau et l'hydrogène convertis, de même que la fraction de CO_2 contenue dans la solution pauvre de méthanol. De plus, les propriétés du mélange méthanol/ CO_2 sont supposées égales à celles du méthanol pur. Ces points pourraient si nécessaire être affinés.

Dans ces conditions, le traitement effectué correspond, pour une mole de CO_2 , à l'équation (6) :



Si l'on appelle $x_{0\text{CO}_2}$ la fraction molaire initiale de CO_2 , pour une mole totale de gaz à traiter, on obtient :

$\varepsilon x_{0\text{CO}_2}$ de CO_2 séparé

$1 - \varepsilon x_{0\text{CO}_2}$ de gaz combustible

Dans le gaz combustible, les fractions molaires deviennent :

$$x_{i \text{ out}} = \frac{x_{i \text{ in}}}{1 - \varepsilon x_{0\text{CO}_2}}$$

$$x_{\text{CO}_2 \text{ out}} = \frac{(1 - \varepsilon) x_{0\text{CO}_2}}{1 - \varepsilon x_{0\text{CO}_2}}$$

La masse molaire du gaz à traiter étant M_{amont} , le débit molaire total est $\frac{m}{M_{\text{amont}}}$.

Le débit molaire de CO_2 séparé est donc :

$$\varepsilon x_{0\text{CO}_2} \frac{m}{M_{\text{amont}}},$$

et son débit massique :

$$\varepsilon x_{0\text{CO}_2} \frac{m M_{\text{CO}_2}}{M_{\text{amont}}}$$

Le débit-masse de gaz combustible est alors

$$m \left(1 - \varepsilon x_{0\text{CO}_2} \frac{M_{\text{CO}_2}}{M_{\text{amont}}} \right)$$

Le CO_2 séparé est absorbé par le méthanol. Dans ThermoOptim, le mélange méthanol/ CO_2 est modélisé par la classe $\text{CO}_2\text{Methanol}$. Il est caractérisé par son titre massique, rapport du débit-masse de CO_2 au débit-masse total (méthanol + CO_2), le titre en CO_2 passant par la variable x .

Par ailleurs, le solvant déshydratant complètement le gaz à traiter, l'eau résiduelle disparaît du gaz combustible. Le modèle de l'unité d'absorption a été développé sous forme de classes externes. Etant donné qu'il fait appel à plusieurs veines fluides (deux en entrée et deux en sortie), la solution retenue a été de le représenter par deux nœuds externes dont le calcul est synchronisé (figure 3.10), qui sont reliés entre eux par une transfo-point qui joue un rôle purement passif (dans ThermoOptim, on ne peut coupler directement deux nœuds entre eux, pour des raisons de cohérence dans les modes de représentation).

Le mélangeur externe d'entrée de type "methanol absorber inlet" (MethanolAbsorInlet.class), appelé Absorber_inlet, a pour rôle de recevoir la composition et l'état thermodynamique du gaz de synthèse sec et du méthanol pauvre. Il initialise ainsi les paramètres d'entrée du calcul, qui est effectué dans le diviseur externe de sortie de type "methanol absorber outlet" (MethanolAbsorOutlet.class), appelé Absorber_outlet. Celui-ci lance l'initialisation par Absorber_inlet

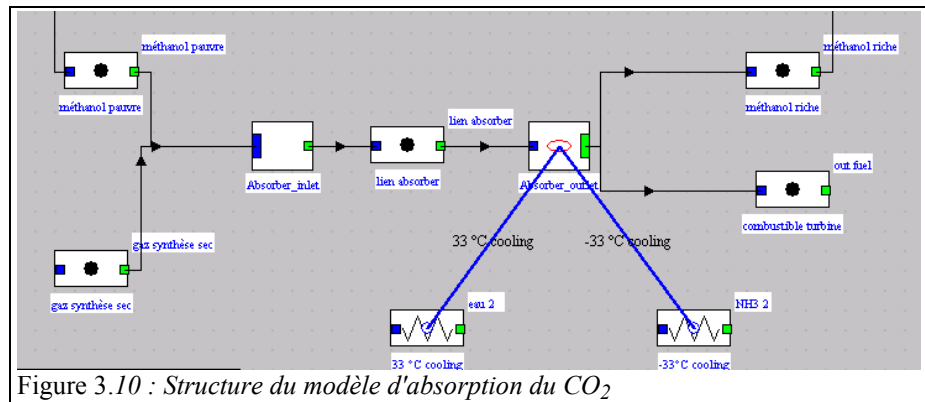


Figure 3.10 : Structure du modèle d'absorption du CO_2

Le diviseur externe de sortie de type "methanol absorber outlet" (MethanolAbsorOutlet.class), appelé Absorber_outlet. Celui-ci lance l'initialisation par Absorber_inlet

des paramètres dont il a besoin, puis effectue ses calculs et met à jour les deux flux de sortie, qui correspondent à

The screenshot shows a software interface for configuring a CO2 absorption component. At the top, there are input fields for 'noeud' (Absorber_outlet) and 'type' (external divider). Below this, there are fields for 'veine principale' (main vein) and 'lien absorber' (absorption link), along with a checkbox for 'isobare'. Global parameters are listed: 'm global' (372,96940447), 'h global' (185 376,62733296), and 'T global' (-26,78316976). A table displays stream properties:

nom transfo	m abs	m rel	T (°C)	H
méthanol riche	354,9148	354,9148	-12	650,58
combustible t...	18,0546	18,0546	-26,78	-169,74

Below the table, there are buttons for 'ajouter une branche' and 'supprimer une branche'. At the bottom, there are input fields for 'conversion efficiency' (0.900), 'outlet fuel temp. (°C)' (-26.78), and two cooling options: '33°C cooling' and '-33 °C cooling'. Other fields include '-33 °C heat' (-1473.87) and '33 °C heat' (-319.06). The interface also features buttons for 'Dupliquer', 'Supprimer', 'Sauver', and 'Fermer'.

Figure 3.11 : Ecran du composant absorption du CO₂

du méthanol enrichi en CO₂ et au gaz combustible pour la turbine à combustion (figure 3.11).

Le modèle met en jeu d'une part un travail de compression, et d'autre part deux thermocoupleurs (comme le montre le schéma), l'un représentant un refroidissement à 33 °C par des utilités simples, et l'autre un refroidissement à -30 °C, nécessitant un cycle de réfrigération.

Connaissant le débit du gaz de synthèse sec (et donc celui de CO₂ entrant), et le taux de séparation ε , le modèle détermine le débit de méthanol pauvre, ainsi que le débit et la composition du gaz combustible. La température du gaz combustible, les charges des thermocoupleurs et le travail de compression sont estimés à partir de régressions calées sur le modèle ASPEN Plus :

$$\text{température du gaz combustible (°C)} : -79,4353224 \varepsilon^2 + 122,8366 \varepsilon - 72,99$$

$$\text{travail de compression (kW)} : (515553,9 \varepsilon^2 - 686332,4 \varepsilon + 1040734,9)/1000$$

$$\text{charge à 33 °C (kW)} : -(7603999,6 \varepsilon^2 - 13981544,78 \varepsilon + 6743213,9)/1000$$

$$\text{charge à - 33 °C (kW)} : -(-9713689,229 \varepsilon^2 + 18154947,52 \varepsilon - 6997492,121)/1000$$

3.1.4 Régénération du méthanol

Le modèle Thermoptim de régénération du méthanol est calé sur celui établi sous ASPEN Plus par C. Descamps.

Le solvant riche est détendu dans une première colonne, où une partie du CO₂ se désorbe (figure 3.12). Le reste est dirigé vers une colonne de régénération où l'apport thermique et la basse pression permettent de désorber le reste du CO₂. Une certaine quantité de solvant étant emportée avec ce gaz en tête de colonne, un dispositif de séparation permet de la récupérer. Une pompe permet de recomprimer le solvant pauvre.

Sur la base des résultats obtenus sous ASPEN Plus, un certain nombre d'hypothèses simplificatrices ont été retenues :

- seul le CO₂ absorbé est pris en compte (l'eau et l'hydrogène sont négligés)
- la régénération est supposée totale (la solution pauvre est du méthanol pur)
- le paramètre caractéristique du modèle est comme précédemment ε , taux de séparation du CO₂ dans l'absorbeur, qui peut être déterminé connaissant le titre en CO₂ de la solution riche.

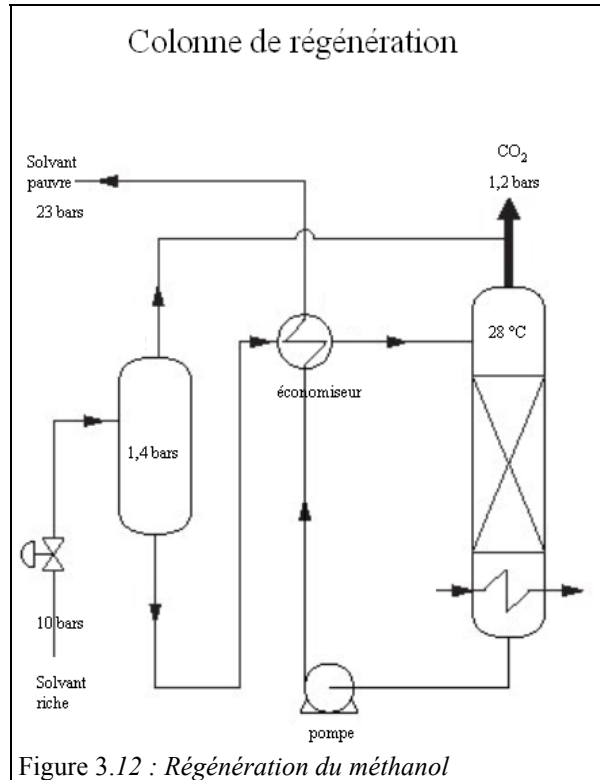


Figure 3.12 : Régénération du méthanol

Un diviseur externe de type "methanol regenerator" (MethanolRegen.clas s), permet de représenter ce modèle : sa veine principale (le flux de solution riche) lui fournit les paramètres dont il a besoin (titre en CO₂, débit total), puis il effectue ses calculs et met à jour les deux flux de sortie, qui correspondent à du méthanol appauvri en CO₂ et au CO₂ extrait.

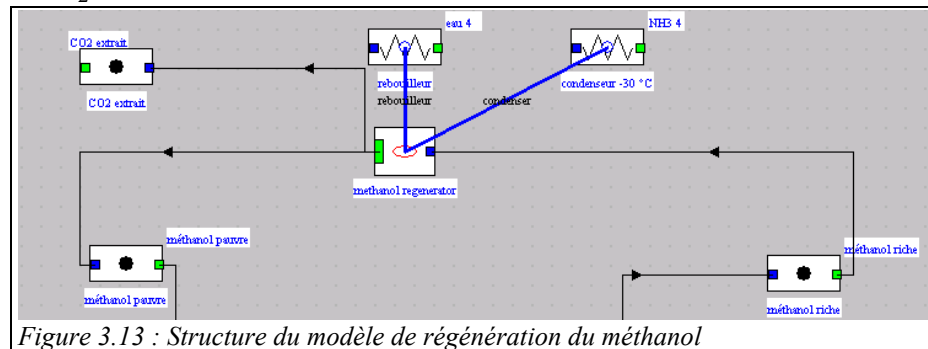


Figure 3.13 : Structure du modèle de régénération du méthanol

Comme le montre le schéma de la figure 3.13, le modèle met en jeu d'une part un travail de compression de la solution pauvre, et d'autre part deux thermocoupleurs, l'un représentant un apport de chaleur à une température au moins supérieure de 10 °C à celle du pied de colonne (reboilleur), et l'autre un refroidissement à -30 °C.

noeud type

veine principale m global

isobare h global

T global

nom transfo	m abs	m rel	T (°C)	H
méthanol pau...	307,0079	307,0079	-24,15	622,35
CO2 extrait	47,9069	47,9069	-29	-43,9

boiling heat

efficiency

condenser load

boiler heat

compression power

CO2 temperature (°C)

ajouter une branche

supprimer une branche

Buttons: Dupliquer, Supprimer, Sauver, Fermer, Calculer

Figure 3.14 : Ecran du composant régénération du méthanol

La température du CO₂, les charges des thermocoupleurs et le travail de compression sont estimés à partir de régressions calées sur le modèle ASPEN Plus :

Température du CO₂ extrait (°C) : $64,36 \varepsilon^2 - 108,2 \varepsilon + 16,5$

Chaleur d'ébullition (kW) : $(495554804 \varepsilon^2 - 859232517 \varepsilon + 374400681)/1000$

Refroidissement du condenseur (kW) : $(229198309 \varepsilon^2 - 373766036 \varepsilon + 152257174)/1000$

Puissance de compression (kW) : $(13876026 \varepsilon^2 - 23590729 \varepsilon + 11669968)/1000$

Température du pied de colonne : $601,88 \varepsilon^2 - 531,5 \varepsilon + 5,238$

La figure 3.15 montre le modèle global de capture du CO₂ obtenu en couplant les trois unités que nous venons de décrire (condensation du gaz converti, absorption, régénération du méthanol).

3.2 Architecture globale, couplage avec le reste de l'IGCC

Dès lors que l'on dispose des composants permettant de représenter les unités de conversion du CO, de condensation de l'eau contenue dans le gaz converti après la réaction shift, d'absorption du CO₂ et de régénération du méthanol, il devient possible de tester leur intégration et de regarder leurs besoins en énergie thermique et mécanique. Il faut en plus pour cela introduire un cycle frigorifique pour extraire les différentes puissances thermiques à -30 °C.

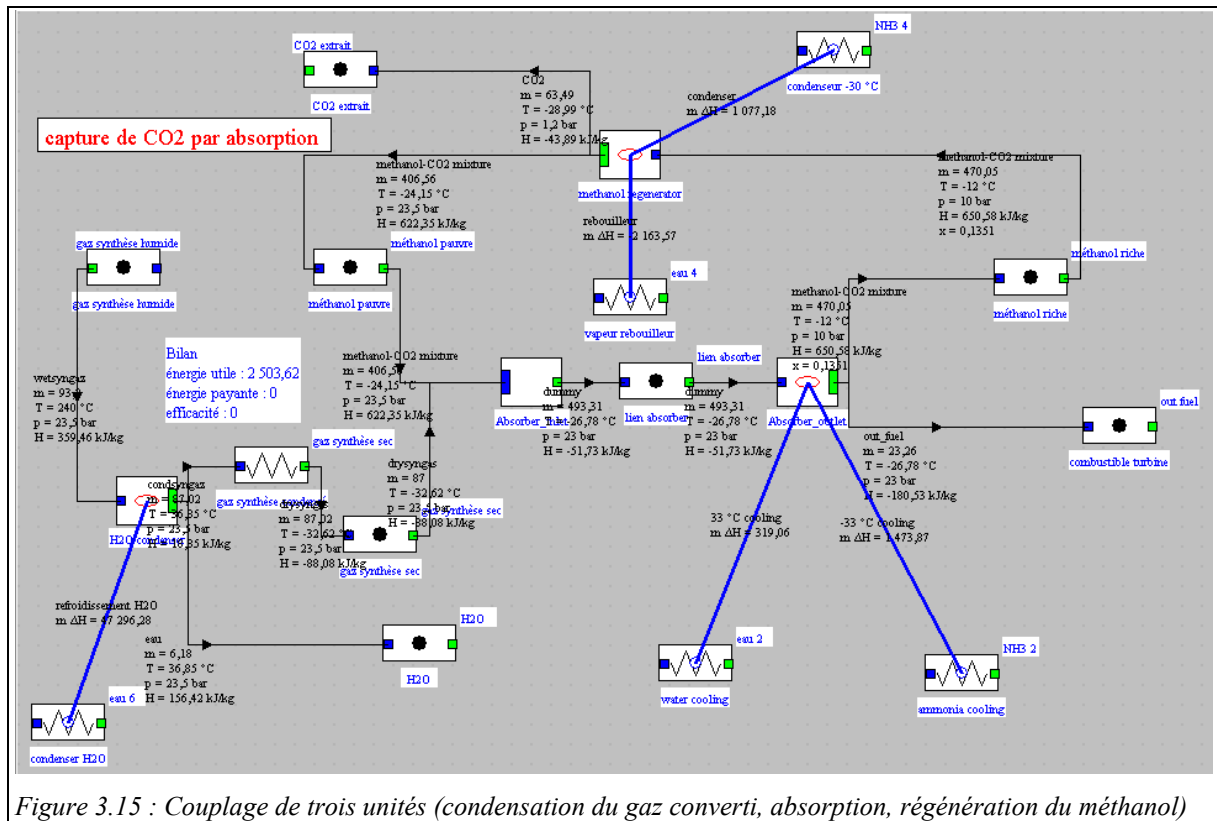


Figure 3.15 : Couplage de trois unités (condensation du gaz converti, absorption, régénération du méthanol)

L'architecture d'ensemble, sans les échangeurs, est donnée figure 3.16. Dans les études de pincement, il est souvent préférable de commencer par ne pas prendre en compte les utilités chaudes et froides, afin de ne pas les prédéterminer : ce n'est que quand les autres échangeurs ont été placés, que la régénération interne a été maximisée, que l'on peut les dimensionner. En opérant ainsi, on obtient les composites de la figure 3.17, qui montrent que le système est globalement adiabatique, à l'exception des besoins en refroidissement aux températures négatives, qui nécessitent le recours à une machine frigorifique, représentée figure 3.16 pour la partie correspondant aux thermocoupleurs de la colonne d'absorption et du régénérateur.

Pour le reste, un échange peut être fait entre le refroidissement du gaz de synthèse sec en entrée de colonne d'absorption et le réchauffement du gaz combustible en sortie de cette colonne, et éventuellement celui du CO_2 en sortie de régénérateur, mais cet échange ne suffit pas pour refroidir complètement le gaz de synthèse sec. Le cycle frigorifique représenté figure 16 est donc incomplet. Si l'on utilise le CO_2 pour le refroidissement partiel du gaz de synthèse sec, le travail de compression du CO_2 sera augmenté : une étude paramétrique serait nécessaire pour trouver la meilleure solution.

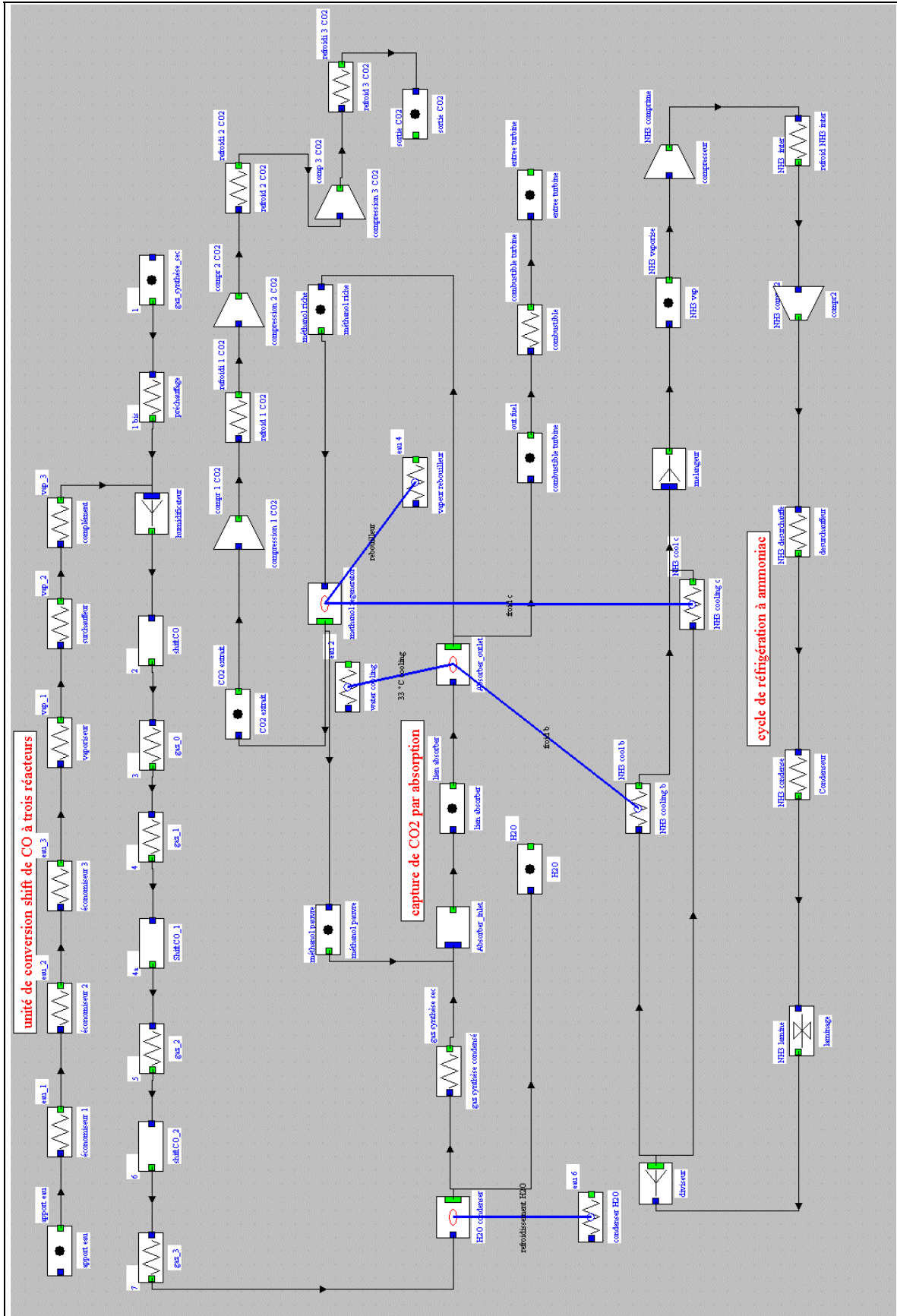


Figure 3.16 : Architecture globale, sans les échangeurs

Il faut souligner que, si le système est globalement adiabatique, le réseau d'échangeurs est loin d'être simple. Il faut notamment bien vérifier qu'il peut être construit sans que surgissent des contraintes technologiques trop complexes.

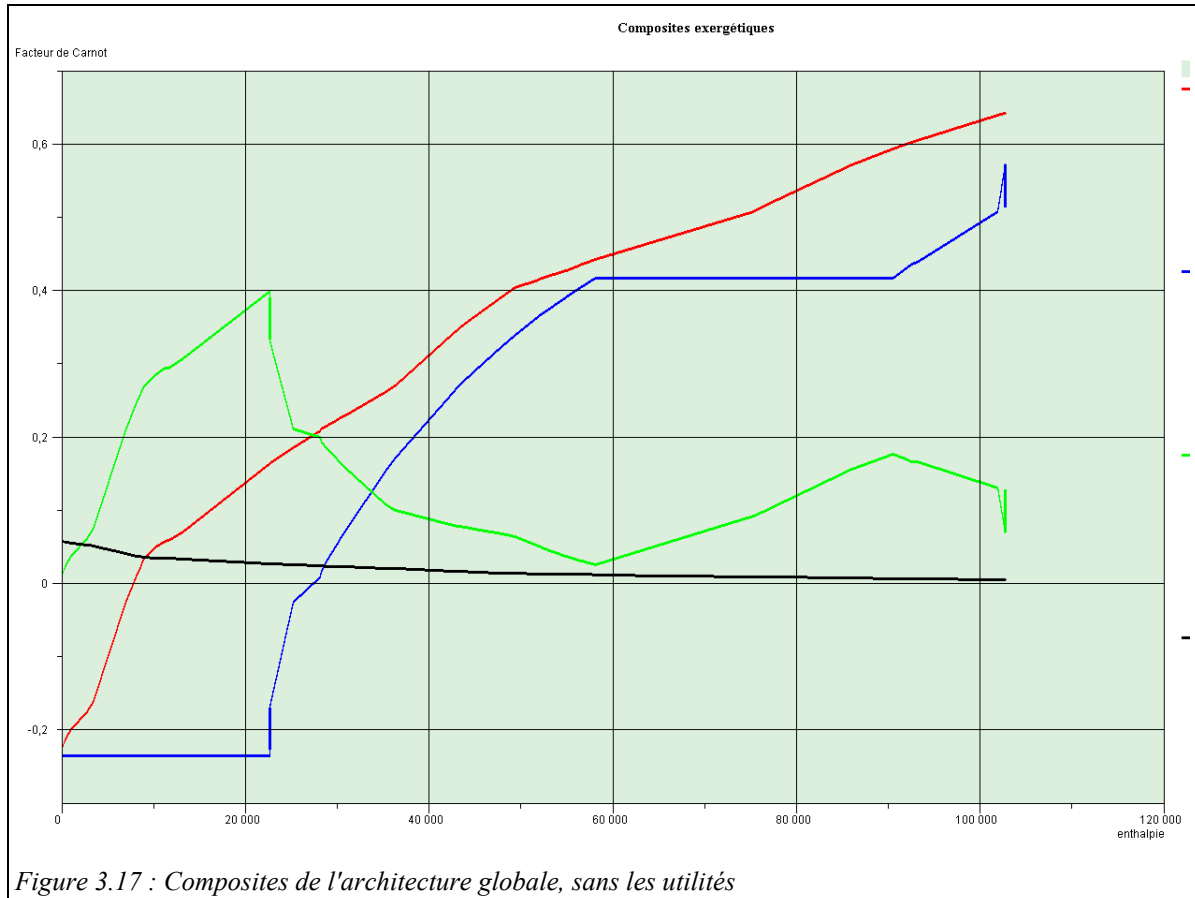


Figure 3.17 : Composites de l'architecture globale, sans les utilités

La perte sur PCI, qui provient de la nécessité de convertir le CO en CO₂, est de l'ordre de 10%.

Les besoins en énergie mécanique, pour la compression du CO₂, pour les besoins de la colonne d'absorption et du régénérateur, et pour le cycle frigorifique, sont voisins de 17,5 MW.

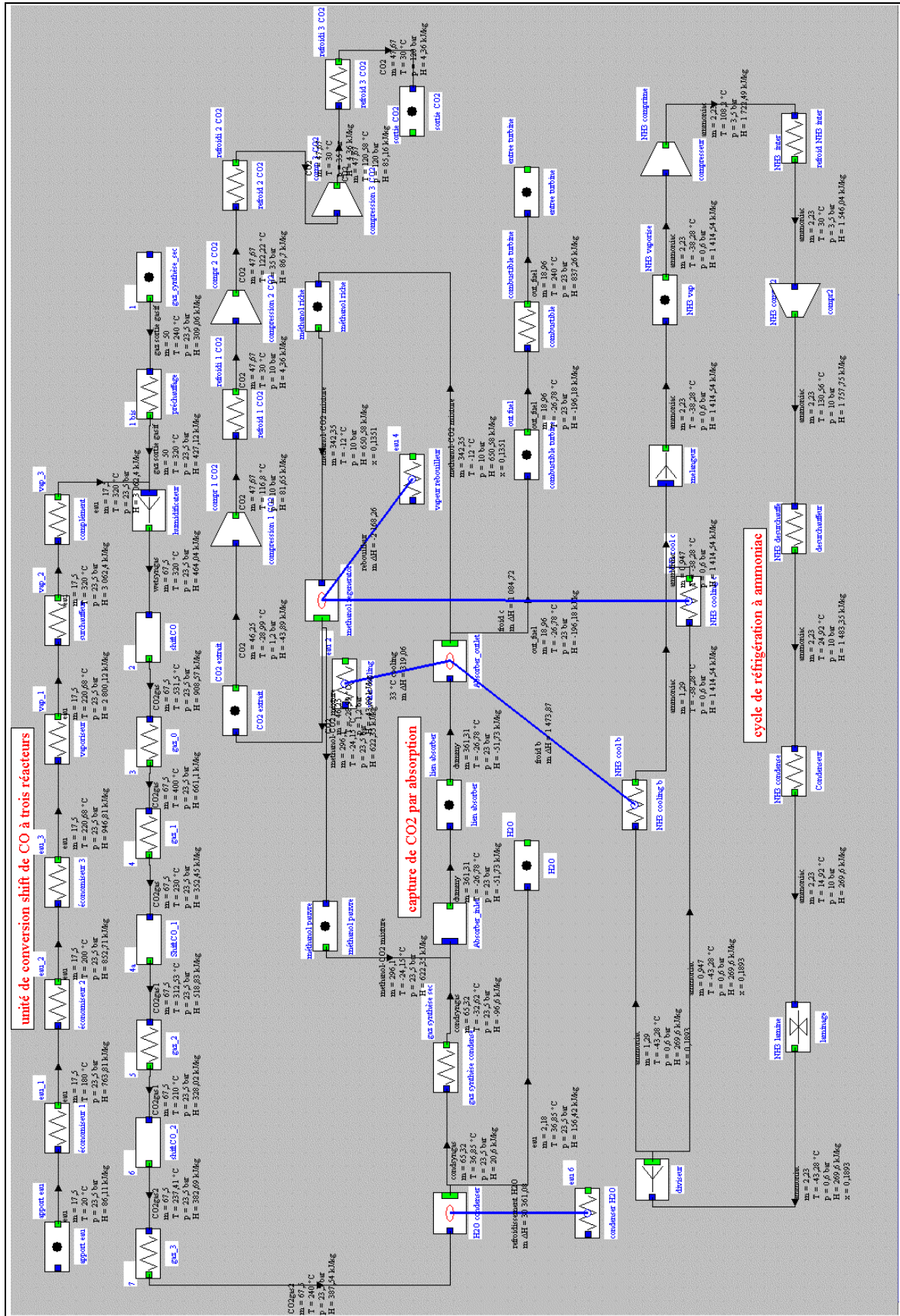


Figure 3.18 : Architecture globale, sans les échangeurs autres que les thermocouples

4) Variantes

Compte tenu de la complexité du sujet traité dans cette fiche-guide, nous ne proposons pas de variantes. Il serait toutefois possible de construire le réseau complet d'échangeur.

5) Fichiers de travail

Sont joints au dossier dans l'archive CaptureMethanol.zip :

- les fichiers de projet et de schéma des modèles ThermoOptim des cycles présentés ci-dessus,
- ainsi que le code Java des classes externes nécessaires
- et le fichier extThopt.zip les contenant.