# Comment réduire le coût du captage du CO<sub>2</sub> en postcombustion ?

# Les solutions proposées par IFPEN

Pierre-Louis Carrette, Éric Lemaire et Ludovic Raynal

#### Résumé

La technologie actuelle la plus mature pour limiter les émissions de  ${\rm CO}_2$  est le captage en postcombustion avec des solvants qui sont des solutions aqueuses d'amines. Le procédé de référence utilise une solution aqueuse de monoéthanolamine (MEA) à 30 % poids. Les coûts d'investissement et de fonctionnement sont détaillés pour mettre en évidence les voies d'amélioration pour développer de nouveaux solvants permettant de diminuer sensiblement le coût du captage. Il faut en priorité une augmentation de la capacité d'absorption du  ${\rm CO}_2$ , une excellente stabilité chimique et thermique et enfin une bonne cinétique d'absorption du  ${\rm CO}_2$ . IFP Énergies nouvelles (IFPEN) a suivi cette stratégie pour développer deux procédés : HiCapt+ $^{\rm TM}$ , qui utilise une concentration accrue de MEA pour augmenter la capacité du solvant et des additifs pour en accroître la stabilité, et DMX- $^{\rm TM}$ , qui utilise un solvant ayant la propriété de former deux phases liquides non miscibles par absorption du  ${\rm CO}_2$  et/ou élévation de la température. En comparaison du procédé classique à la MEA, ces deux procédés offrent une réduction des coûts de captage du  ${\rm CO}_2$  de 15 et 25 % respectivement.

#### Mots-clés

Dioxyde de carbone,  $CO_2$ , captage, postcombustion, amines, dégradation.

#### **Abstract**

## How post-combustion CO<sub>2</sub> capture cost could be reduced? IFPEN solutions

The most mature technology to reduce  $CO_2$  emissions is post combustion  $CO_2$  capture with solvents. The solvents are aqueous solutions of amines: 30% weight ethanolamine (MEA) for the benchmark process. This article focuses on capital and operational expenditures to show how to find new solvents able to decrease  $CO_2$  capture cost by far. It appears that an improved solvent should have first a high  $CO_2$  capture capacity, then a good thermal and chemical stability and finally a fast kinetic of  $CO_2$  absorption. IFP Energies nouvelles used this strategy to develop two processes:  $HiCapt+^{TM}$  is based on higher MEA concentration to increase  $CO_2$  absorption capacity and additives to improve MEA stability;  $DMX-1^{TM}$  uses a solvent able to form two immiscible liquid phases for specific  $CO_2$  loadings or temperature conditions. As  $CO_2$  concentrates into one liquid phase, only a fraction of the solvent has to be sent to the stripper. The result is a decrease of solvent mass flow at regeneration and so a decrease of reboiler duty. In addition, the improved solvent chemical stability allows higher pressure for the regeneration step and further energy savings for  $CO_2$  compression. With comparison to the reference MEA 30% weight process, these two processes offer cost reduction of -15% and -25% respectively.

## Keywords

Carbon dioxide, CO<sub>2</sub>, capture, post-combustion, amines, degradation.

# Le captage du CO<sub>2</sub> en postcombustion

Depuis la prise de conscience de l'effet des émissions de  $\mathrm{CO}_2$  sur le réchauffement climatique, plusieurs technologies de captage du  $\mathrm{CO}_2$  dans les fumées de combustion sont étudiées [1]. En effet, le captage du  $\mathrm{CO}_2$  devrait permettre environ 20 % des réductions d'émission de  $\mathrm{CO}_2$  à l'horizon 2050 [2]. La technologie la plus mature aujourd'hui est le captage du  $\mathrm{CO}_2$  en postcombustion avec des solvants qui sont des solutions aqueuses d'amines. Son développement a été rapide car il s'appuie sur l'expérience acquise dans le domaine de la désacidification du gaz naturel. Cette technologie est particulièrement adaptée pour le traitement des fumées de centrales thermiques au charbon, principaux émetteurs de  $\mathrm{CO}_2$  [3]. Le *tableau l* donne un exemple typique d'une fumée dans le cas d'une centrale thermique au charbon d'une puissance de 630 MWe [4].

Il apparaît que la pression partielle en CO<sub>2</sub> est très faible (130 mbar), d'où une faible force motrice pour son absorption. Ainsi pour atteindre l'objectif communément admis

Tableau I - Principales caractéristiques d'une fumée dans le cas d'une centrale thermique au charbon de 630 MWe.

Débit	78 840 kmol/h		
Température	45 °C		
Pression	1 bar		
Composition			
CO <sub>2</sub>	13 % vol.		
N <sub>2</sub>	75 % vol.		
O <sub>2</sub>	5 % vol.		
H <sub>2</sub> O	7 % vol.		

aujourd'hui de 90 % d'abattement du  $\mathrm{CO}_2$ , une absorption du  $\mathrm{CO}_2$  basée sur une réaction chimique est judicieuse car elle permet en outre une absorption sélective du  $\mathrm{CO}_2$  essentielle à la pureté du  $\mathrm{CO}_2$  en sortie du procédé. Les solutions aqueuses d'amines sont particulièrement adaptées. En

fonction de leurs caractéristiques, elles permettent une absorption sélective du CO<sub>2</sub> malgré une faible force motrice, suivant une réaction exothermique qui peut être facilement inversée par apport de chaleur à l'étape de régénération.

Le procédé de référence utilise une solution aqueuse de monoéthanolamine (MEA) à 30 % poids dans l'eau [5-6]. Il a été démontré à l'échelle pilote sur des fumées de centrales thermiques au charbon [7]. Plusieurs sociétés sont capables de commercialiser un tel procédé, certaines ayant l'expérience d'unités de grande taille dans le domaine de la séparation du  $\rm CO_2$  pour l'industrie alimentaire [5-6]. La figure 1 en montre un schéma classique. Il s'agit d'un procédé cyclique composé de six sections :

- une soufflante pour vaincre la perte de charge dans l'unité ;
- une première section de lavage pour préconditionner la fumée (refroidissement, élimination de particules, baisse éventuelle de la teneur en SOx et NOx);
- la section d'absorption, où le  $\mathrm{CO}_2$  est absorbé sélectivement dans le solvant : cette section est opérée classiquement entre la température ambiante et 80 °C, le réchauffement étant dû au caractère exothermique de la réaction entre le  $\mathrm{CO}_2$  et l'amine ;
- une deuxième section de lavage qui permet de limiter les émissions à l'atmosphère de composés organiques (amine et produits de dégradation de l'amine, comme l'ammoniac par exemple) avec la fumée décarbonatée;
- la section de régénération, où le  $\mathrm{CO}_2$  est séparé du solvant par chauffage : classiquement, la pression est voisine de 2 bar et la température en fond de régénérateur proche de 120 °C. Après condensation de l'eau, la pureté du  $\mathrm{CO}_2$  est généralement supérieure à 99 %. Le solvant régénéré est renvoyé en tête de la section d'absorption à travers un échangeur charge-effluent pour être refroidi et réchauffer le solvant riche en  $\mathrm{CO}_2$  avant sa régénération ;
- la section de compression qui permet de délivrer du  ${\rm CO_2}$  sous forme supercritique à 110 bar environ, prêt pour son transport et son stockage.

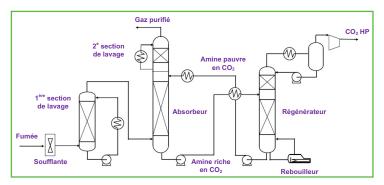


Figure 1 - Schéma du procédé de captage du CO<sub>2</sub> par un solvant.

# Le coût du captage du CO<sub>2</sub> en postcombustion

Dans le cas du procédé utilisant la MEA 30 % poids, Raynal *et coll.* donnent les coûts pour une centrale thermique au charbon de 630 MWe [4]. Le *tableau II* détaille les coûts d'investissement (CAPEX) et opératoires (OPEX) ramenés à la tonne de CO<sub>2</sub>.

Le coût total, supérieur à 70  $\in$  par tonne de CO $_2$  dans cette étude, est à comparer au prix du CO $_2$  sur le marché pour estimer la rentabilité d'un tel procédé : pour qu'il soit plus rentable d'investir que d'acheter des droits à émettre, ce coût doit être inférieur au prix du marché. Or le prix du CO $_2$  sur le marché est inférieur à 10  $\in$  actuellement. Le captage du CO $_2$ 

Tableau II - Répartition des coûts d'investissement (CAPEX) et opératoires (OPEX) dans le cas de la MEA 30 % poids [4].

	CAPEX (€/t CO <sub>2</sub> )	OPEX (€/t CO <sub>2</sub> )	Total (€/t CO <sub>2</sub> )
Répartition	28 %	72 %	
Régénérateur	4,68	44,45	49,14
Compresseur	5,06	5,12	10,18
Absorbeur	4,74		4,74
Solvant	0,16	2,44	2,60
Deuxième section de lavage	2,19		2,19
Échangeur charge-effluent	2,02		2,02
Pompes	1,04	0,43	1,47
Soufflante	0,10	0,98	1,08
Divers	0,67	0,26	0,93
Total	20,67	53,69	74,36

ne pourra donc être rentable que si le prix du  $\mathrm{CO}_2$  augmente et que le coût du captage diminue fortement. L'impact du captage du  $\mathrm{CO}_2$  s'exprime aussi en perte de rendement sur la centrale (10 à 11 points de rendement perdus environ) et en augmentation du coût de production de l'électricité (quasiment doublé) puisque l'énergie est prise sur la centrale (vapeur et électricité) [8].

Analysons la répartition des coûts du captage pour savoir où sont les possibilités de gain les plus importantes.

Dans une première analyse, la possibilité de gain la plus importante semble être sur les coûts opératoires qui représentent plus de 70 % du coût total. 80% des coûts opératoires sont représentés par l'énergie apportée au rebouilleur en fond de régénérateur pour régénérer le solvant ; c'est donc sur ce poste que les possibilités de gain sont les plus importantes. Il est basé principalement sur les propriétés thermodynamiques du solvant utilisé, l'énergie apportée au rebouilleur ayant en effet trois composantes :

- La chaleur sensible correspond à l'énergie fournie pour réchauffer le solvant ; elle est donc directement liée au débit de solvant qui peut être réduit en utilisant des solvants à plus forte capacité d'absorption du CO<sub>2</sub>. On entend par capacité d'absorption, la quantité de CO<sub>2</sub> captée et régénérée par kilogramme de solvant. En effet, les solvants classiques sont rarement régénérés à 100 % pour optimiser le coût de la régénération. Par exemple dans le cas de la MEA 30 % poids, l'optimum correspond à une quantité résiduelle de CO<sub>2</sub> d'environ 1,2 mol/kg dans le solvant après l'étape de régénération. Une autre manière de diminuer la chaleur sensible est d'utiliser des solvants démixants comme discuté plus loin.
- La chaleur de réaction correspond à l'énergie nécessaire à l'inversion des réactions entre le CO<sub>2</sub> et l'amine ; elle peut être réduite en utilisant des solvants présentant une faible enthalpie de réaction avec le CO<sub>2</sub>. Les enthalpies des amines classiquement envisagées sont comprises entre 60 et 90 kJ/mol de CO<sub>2</sub>.
- L'énergie de stripping correspond à celle engagée dans la production de la vapeur d'eau de dilution nécessaire à l'abaissement de la pression partielle en CO<sub>2</sub> en phase gaz. Elle est directement liée aux équilibres liquide-vapeur du solvant avec le CO<sub>2</sub> et peut être réduite en utilisant des solvants présentant des courbes de pression d'équilibre du CO<sub>2</sub> en fonction de la quantité de CO<sub>2</sub> absorbée ayant une faible pente.

Pour réduire l'énergie au rebouilleur, il faut donc idéalement des solvants présentant à la fois une forte capacité d'absorption du CO<sub>2</sub> et une faible enthalpie de réaction avec le CO<sub>2</sub>. Mais d'une manière générale, l'augmentation de la capacité d'absorption est synonyme d'une augmentation de l'enthalpie d'absorption. Cela étant dit, toutes choses étant égales par ailleurs, il est préférable de privilégier l'augmentation de la capacité d'absorption car elle a le même poids que l'enthalpie de réaction pour l'énergie au rebouilleur (si on prend l'exemple de la MEA) [4], mais elle permet en outre des gains sur les coûts d'investissement. En effet, l'augmentation de la capacité d'absorption permet une diminution du débit liquide et donc une réduction du diamètre du régénérateur et de l'absorbeur, ainsi qu'une réduction de la taille de l'échangeur charge-effluent, des pompes et de la soufflante (car la perte de charge est alors plus faible). De même, les coûts de fonctionnement des pompes et de la soufflante seront réduits.

Dans un deuxième temps, c'est généralement la cinétique d'absorption du  $\mathrm{CO}_2$  qui est optimisée dans le but de diminuer la hauteur de l'absorbeur et donc son coût d'investissement. Toutefois, le *tableau II* montre bien que le gain qu'on peut attendre sur ce poste est faible. Cependant, il faut bien sûr proscrire les cinétiques trop lentes, comme celles des amines tertiaires, pour lesquelles il faudrait des hauteurs d'absorbeur rédhibitoires. En effet dans ce cas, l'hydratation du  $\mathrm{CO}_2$  pour former  $\mathrm{H_2CO}_3$ , réaction lente, est nécessaire pour permettre une réaction de type acido-basique. En comparaison, les amines primaires et secondaires réagissent directement et beaucoup plus rapidement avec le  $\mathrm{CO}_2$  pour former des carbamates d'ammonium (attaque nucléophile).

De manière surprenante, la dégradation du solvant est peu regardée du point de vue des gains possibles sur le coût du procédé de captage. Pourtant, un solvant très stable à haute température pourrait être régénéré à plus haute pression, permettant d'éviter le premier étage de compression du CO<sub>2</sub> en sortie du procédé, et donc d'économiser non seulement sur les coûts d'investissement des compresseurs qui sont du même ordre de grandeur que ceux de l'absorbeur (voir tableau II), mais aussi sur le coût de fonctionnement des compresseurs. De plus, la dégradation du solvant engendre un coût pour son remplacement (appoints d'amine), mais aussi un coût pour retirer [9] les produits de dégradation [10] qui ont un impact sur le procédé (corrosion [11], moussage [12], encrassement [13]) et pour limiter aux valeurs admissibles les émissions à l'atmosphère de composés potentiellement nuisibles pour l'homme et l'environnement en traitant les effluents gazeux de l'absorbeur (section de lavage et éventuel post-traitement [14]). Avoir un solvant stable permet donc un gain plus important qu'un solvant rapide!

En conclusion, pour diminuer sensiblement le coût du captage du  $\mathrm{CO}_2$ , il faut développer de nouveaux solvants présentant les propriétés suivantes par ordre de priorité : 1) une forte capacité d'absorption du  $\mathrm{CO}_2$ ; 2) une excellente stabilité chimique et thermique ; et 3) une bonne cinétique d'absorption du  $\mathrm{CO}_2$ .

IFP Énergies nouvelles (IFPEN) a suivi cette stratégie pour développer deux nouvelles générations de procédés de captage du CO<sub>2</sub> : HiCapt+<sup>TM</sup> et DMX-1<sup>TM</sup>.

# Développement du procédé HiCapt+TM

Ce procédé est basé sur l'augmentation de la concentration de MEA de 30 à 40 % poids. En effet, il a été montré qu'une telle augmentation peut générer une réduction de 23 % de l'énergie au rebouilleur [15], puisque l'augmentation de la concentration en MEA engendre une augmentation de la capacité d'absorption du  $\mathrm{CO}_2$  du solvant. Ce changement permet aussi des gains sur les coûts d'investissement, comme vu précédemment, du fait de la réduction du débit de solvant. La cinétique d'absorption augmente aussi, permettant un gain supplémentaire sur la hauteur de l'absorbeur et donc sur les coûts d'investissement.

Toutefois, une augmentation de la concentration de la MEA engendre forcément une augmentation de la vitesse de dégradation de l'amine [16]. C'est pourquoi IFPEN a développé des additifs permettant de réduire considérablement la dégradation de la MEA. Plus de 150 molécules ont été testées sur un équipement multi-réacteurs (figure 2), permettant de tester plusieurs molécules simultanément suivant une approche EHD (étude à haut débit).



Figure 2 - Équipement multi-réacteurs pour l'étude de la dégradation des amines.

Des antioxydants conventionnels ont d'abord été évalués engendrant une aggravation de la dégradation de la MEA, comme le montre la *figure 3* qui présente les concentrations de différents acides carboxyliques formés par la dégradation de la MEA, ainsi que les ions nitrites et nitrates aussi formés.

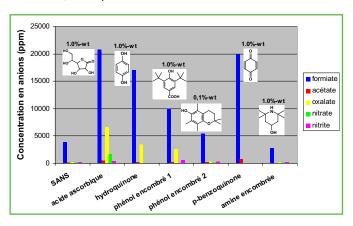


Figure 3 - Concentrations en acides formique, acétique et oxalique, et en nitrates et nitrites obtenues par dégradation de la MEA 30 % poids dans l'eau, sans et avec différents antioxydants conventionnels à 1 % poids à 80 °C sous courant gazeux ( $O_2$  21 % +  $CO_2$  0,5 % dans  $O_2$  Na pression atmosphérique pendant sept jours.

C'est pourquoi IFPEN a dû développer des additifs spécifiques pour cette application. La *figure 4* montre que pour huit exemples d'additifs développés, la dégradation de la MEA est considérée comme nulle car les quantités d'acides

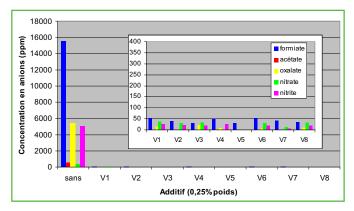


Figure 4 - Concentrations en acides formique, acétique et oxalique, et en nitrates et nitrites obtenues par dégradation de la MEA 40 % poids dans l'eau, sans et avec différents antioxydants développés par IFPEN à 0,25 % poids à 80 °C sous courant gazeux (O $_2$  21 % + CO $_2$  0,5 % dans N<sub>2</sub>) à pression atmosphérique pendant sept jours.

carboxyliques, de nitrates et de nitrites sont équivalentes aux quantités initialement présentes dans la MEA.

La figure 5, qui présente la teneur dans l'effluent gazeux en NH<sub>3</sub> produite par dégradation de la MEA au cours des mêmes expérimentations, confirme l'absence de dégradation de la MEA en présence de ces mêmes additifs.

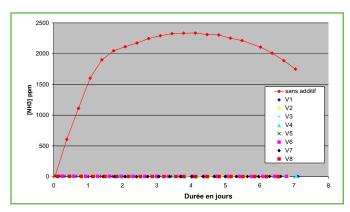


Figure 5 - Teneur en NH<sub>3</sub> dans la phase gaz obtenue par dégradation de la MEA 40 % poids dans l'eau, sans et avec différents antioxydants développés par IFPEN à 0,25 % poids à 80 °C sous courant gazeux (O<sub>2</sub> 21 % + CO<sub>2</sub> 0,5 % dans N<sub>2</sub>) à pression atmosphérique pendant sept jours.

Cette stabilité accrue du solvant contenant des additifs a été confirmée sur le mini pilote IFPEN, comme le montre la coloration du solvant obtenu après 1 000 h de fonctionnement avec et sans inhibiteur (figure 6).

Le procédé HiCapt+TM permet donc un coût de captage plus faible que le cas MEA 30 % poids du fait de l'augmentation de la concentration en MEA, mais aussi du fait de la diminution de la dégradation de l'amine grâce à l'utilisation d'additifs propriétaires (i.e. faisant l'objet d'un brevet).

CO<sub>2</sub>

Le gain global est de 15 % sur les coûts d'investissement et 15 % sur les coûts de fonctionnement en comparaison du procédé à base de MEA 30 % poids [17]. Un tel procédé devrait donc répondre efficacement à la phase initiale de déploiement du captage du CO<sub>2</sub>.

# Développement du procédé DMX-1<sup>TM</sup>

Le procédé DMX-1<sup>TM</sup> est basé sur un nouveau concept: il utilise un solvant qui a la propriété de former deux phases liquides non miscibles dans des conditions spécifiques de taux de charge en CO2 ou de température (figure 7). Comme le CO<sub>2</sub> se concentre dans une phase liquide, seule une fraction du solvant doit être envoyée au régénérateur. Le résultat est une diminution du débit liquide à régénérer qui équivaut à une augmentation de la capacité d'absorption du CO<sub>2</sub> pour la réduction des coûts. De plus, le solvant utilisé a une forte capacité d'absorption du CO<sub>2</sub>.

Le procédé DMX-1<sup>TM</sup> a donc un schéma classique avec uniquement l'addition d'un décanteur pour séparer les phases (figure 8). Le décanteur est placé après l'échangeur charge-effluent car l'augmentation de tem-

pérature facilite la démixtion. Seule la phase inférieure riche en CO<sub>2</sub> doit être envoyée au régénérateur. Quant à la phase supérieure pauvre en CO<sub>2</sub>, elle est renvoyée directement en tête d'absorbeur sans traitement spécifique. Ce procédé a été validé sur le pilote représenté sur la figure 6, en particulier la qualité de la séparation des deux phases liquides.

Par ailleurs, les tests effectués au laboratoire (figure 9) montrent que ce solvant est beaucoup plus stable que les

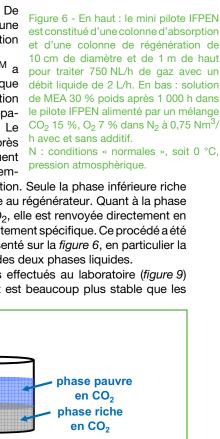


Figure 7 - Principe de la démixtion.

absorption séparation Solvant de phase **DMX** 

CO<sub>2</sub>

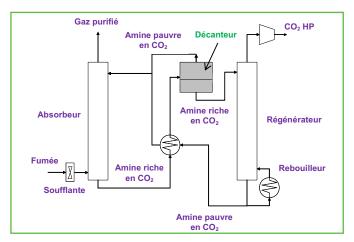


Figure 8 - Schéma simplifié du procédé DMX-1<sup>TM</sup>.

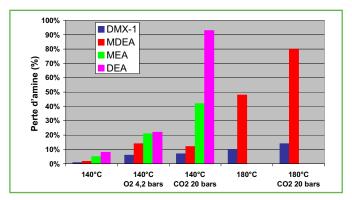


Figure 9 - Comparaison des taux de dégradation de DMX-1<sup>TM</sup>, MDEA, MEA et DEA obtenus après 15 jours dans une autoclave à 140 ou 180 °C en présence de 4,2 bar de O<sub>2</sub> ou 20 bar de CO<sub>2</sub>.

solvants classiques utilisés pour le captage du CO2 (MEA) ou la désacidification du gaz naturel : diéthanolamine (DEA) et N-méthyldiéthanolamine (MDEA).

Quelles que soient les conditions, le solvant DMX-1<sup>TM</sup> est le plus stable, même à 180 °C, température qui pourrait être envisagée pour une régénération sous pression. Il en résulte un gain supplémentaire sur le coût du captage comme expliqué précédemment. Les coûts d'investissement sont les mêmes que pour le procédé de référence, car le coût du décanteur est compensé par les gains liés à la réduction des débits de solvant et au gain sur la compression [4]. En comparaison du procédé de référence à base de MEA 30 % poids, le gain global sur le coût de captage du CO<sub>2</sub> est estimé à 25 % [18].

### Conclusion

La technologie la plus mature aujourd'hui pour limiter les émissions de CO<sub>2</sub> est le captage en postcombustion avec des solvants qui sont des solutions aqueuses d'amines. Le procédé de référence utilise une solution aqueuse d'éthanolamine (MEA) à 30 % poids. Les coûts d'investissement et de fonctionnement ont été détaillés pour mettre en évidence les voies d'amélioration pour développer de nouveaux solvants permettant de diminuer sensiblement le coût du captage pour le rendre économiquement rentable. Il a ainsi été mis en évidence qu'il faut en priorité une augmentation de la capacité d'absorption du CO2, une excellente stabilité chimique et thermique, et enfin une bonne cinétique d'absorption du CO2. IFP Énergies nouvelles a suivi cette stratégie pour développer deux procédés : HiCapt+TM, qui utilise une concentration accrue de MEA pour augmenter la capacité

du solvant et des additifs pour en augmenter la stabilité, et DMX-1<sup>TM</sup>, qui utilise un solvant ayant la propriété de former deux phases liquides non miscibles. Le CO2 se concentrant dans une seule des phases, seule une fraction du solvant doit être régénérée, ce qui est équivalent à une augmentation de la capacité du solvant. Par ailleurs, ce solvant présente une capacité d'absorption du CO2 et une stabilité accrue. En comparaison du procédé classique à la MEA 30 % poids, HiCapt+<sup>TM</sup> et DMX-1<sup>TM</sup> offrent une réduction des coûts de captage du CO<sub>2</sub> de 15 et 25 % respectivement.

#### Références

- Lepaumier H., Picq D., Carrette P.-L., Capter le  $CO_2$ . Pourquoi ? Comment ? Avec quelles contraintes ?,  $L'Act.\ Chim.$ , 2010, 337, p. 36.
- Technology Roadmap Carbon Capture and Storage, International 2009 (www.iea.org/publications/freepublications/ Energy Agency, **2009** (w publication/name,3847,en.html).
- Lecomte F., Broutin P., Lebas E., Le captage du CO<sub>2</sub> Des technologies pour réduire les émissions de gaz à effet de serre, IFP Publications, Éditions Technip, 2010.
- Raynal L., Bouillon P.-A., Gomez A., Broutin P., From MEA to demixing solvents and future steps, a roadmap for lowering the cost of postcombustion carbon capture, Chem. Eng. J., 2011, 171(3), p. 742.
- Steeneveldt R., Berger B., Torp T.-A., CO<sub>2</sub> capture and storage Closing the knowing-doing gap, *Chem. Eng. Res. Des.*, **2006**, *84*(*A9*), p. 739.
- Chapel D.G., Mariz C.L., Recovery of CO2 from flue gases: commercial trends, presented at the Canadian Society of Chemical Engineers annual meeting October 4-6, 1999, Saskatoon, Saskatchewan, Canada.
- Mangalapally H.P., Notz R., Hoch S., Asprion N., Sieder G., Garcia H., Hasse H., Pilot plant experimental studies of post combustion  $\rm CO_2$ capture by reactive absorption with MEA and new solvents, Energy *Procedia*, **2009**, *1(1)*, p. 963.
- Bouillon P.-A., Hennes S., Mahieux C., ECO2: post combustion or oxyfuel A comparison between coal power plants with integrated CO<sub>2</sub> capture, Energy Procedia, 2009, 1, p. 4015.
- Dumée L., Scholes C., Stevens G., Kentish S., Purification of aqueous amine solvents used in post combustion  $\mathrm{CO}_2$  capture: A review, Int. J. Greenhouse Gas Control, 2012, 10, p. 443.
- [10] Gouédard C., Picq D., Carrette P.-L., Amine degradation in CO<sub>2</sub> capture. . A review, Int. J. Greenhouse Gas Control, 2012, 10, p. 244.
- [11] De Hart T.R., Hansen D.A., Mariz C.L., McCullough J.G., Solving corrosion problems at the NEA Bellingham Massachussetts carbon dioxide recovery plant, presented at the NACE International conference Corrosion 99, San Antonio (TX), 1999, paper n° 264
- [12] Kohl A.L., Riesenfeld F.C., Gas Purification, Gulf Publishing, 1985.
- [13] Chakma A., Meisen A., Degradation of aqueous DEA solutions in a heat transfer tube, Can. J. Chem. Eng., 1987, 65, p. 264.
- [14] Jackson P., Attala M.I., Solvent treatment process, Brevet WO 2011/ 100801. **2010**.
- [15] Abu-Zahra M., Schneiders L.H.J, Niederer J.P.M, Feron P.H.M., Versteeg G.F., CO<sub>2</sub> capture from power plants. Part I. A parametric study of the technical performance based on monoethanolamine, Int. J. Greenhouse Gas Control, **2007**, 1, p. 37.
- [16] Carrette P.-L., Delfort B., Bonnard L., Oxidation inhibitors for aqueous MEA solutions used in a post combustion capture process, presented at the 12<sup>th</sup> meeting of the International post combustion 2. 12<sup>th</sup> meeting of the International post combustion CO<sub>2</sub> capture network, 29<sup>th</sup> Sept. 1<sup>st</sup> Oct. **2009**, University of Regina, Saskatchewan, Canada, poster n° 12.
- [17] Lemaire E., Bouillon P.-A., Gomez A., Kittel J., Gonzalez S., Carrette P.-L., Delfort B., Mougin P., Alix P., Normand L., New IFP optimised first generation process for post combustion carbon capture:  $HiCapt+^{TM}$ ,
- Energy Procedia, **2011**, *4*, p. 1361. [18] Raynal L., Alix P., Bouillon P.-A., Gomez A., Le Febvre de Nailly M., Jacquin M., Kittel J., Di Lella A., Mougin P., Trapy T., The DMX<sup>TM</sup> process: an original solution for lowering the cost of post combustion carbon capture, *Energy Procedia*, **2011**, *4*, p. 779.









Pierre-Louis Carrette (auteur correspondant), Éric Lemaire et Ludovic Raynal sont ingénieurs de recherche chez IFPEN\*.

IFP Énergies nouvelles, Rond point de l'échangeur de Solaize, BP 3, F-69360 Solaize. Courriels: p-louis.carrette@ifpen.fr, eric.lemaire@ifpen.fr, ludovic.raynal@ifpen.fr