

# Géométries innovantes d'échangeurs à plaques pour la condensation de mélanges d'hydrocarbures – méthodes de calcul et essais en condensation

Jérémy MALLE<sup>1\*</sup>, Patrice CLEMENT<sup>1</sup>, Patrice TOCHON<sup>1</sup>, André BONTEMPS<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Commissariat à l'Énergie Atomique, CEA Grenoble, GREThE - LETH

17, rue des martyrs, 38054 Grenoble Cedex 09

<sup>2</sup>Université Joseph Fourier – LEGI, CEA Grenoble

17, rue des martyrs, 38054 Grenoble Cedex 09

\* (auteur correspondant : [jeremie.malle@cea.fr](mailto:jeremie.malle@cea.fr))

**Résumé** - Les condenseurs à plaques suscitent un intérêt croissant dans l'industrie. Pour la condensation de mélanges de vapeurs, le nombre de Lewis est un critère de choix du type de calcul. Une revue des méthodes de calcul de ce nombre a permis de choisir celle de Cussler. La condensation de n-hexane ou d'isopropanol en présence d'un gaz incondensable est étudiée dans deux géométries industrielles. Les résultats expérimentaux montrent que la condensation à reflux est avantageuse par rapport à la condensation descendante.

## Nomenclature

$A$	surface d'échange projetée, m <sup>2</sup>
$a$	diffusivité thermique, m <sup>2</sup> .s <sup>-1</sup>
$C_p$	capacité thermique massique, J.kg <sup>-1</sup> .K <sup>-1</sup>
$D$	coefficient de diffusion, m <sup>2</sup> .s <sup>-1</sup>
$D_{12}$	coefficient de diffusion binaire, m <sup>2</sup> .s <sup>-1</sup>
$D_h$	diamètre hydraulique, m
$g$	gravité, m.s <sup>-2</sup>
$h$	enthalpie massique, J.kg <sup>-1</sup>
$\Delta h_{LG}$	chaleur latente de vaporisation, J.kg <sup>-1</sup>
Ku	nombre de Kutateladze
$L_C$	dimension caractéristiques, m
Le	nombre de Lewis
$\dot{m}$	débit massique, kg.s <sup>-1</sup>
$M_{12}$	masse binaire réduite, g.mol <sup>-1</sup>
Nu	nombre de Nusselt
$P$	pression, Pa
$Q$	puissance, W
Re	nombre de Reynolds
$T$	température, K
$V_1, V_2$	volume de diffusion, m <sup>3</sup> .mol <sup>-1</sup>

$x$	titre de vapeur
$Z_g$	facteur de correction

## Lettres grecques

$\alpha$	coefficient de transfert de chaleur, W.m <sup>-2</sup> .K <sup>-1</sup>
$\lambda$	conductivité thermique, W.m <sup>-1</sup> .K <sup>-1</sup>
$\eta$	viscosité dynamique, kg.m <sup>-1</sup> .s <sup>-1</sup>
$\rho$	densité, kg.m <sup>-3</sup>
$\sigma$	tension superficielle, N.m <sup>-1</sup>

## Indices

calc	données calculées
cond	côté condensation
condensat	côté condensat
exp	données expérimentales
G, L	phase gazeuse ou liquide
entrée, sortie	entrée, sortie
P	côté procédé

## Exposants

*	sans dimension
-	données moyennées

## 1. Introduction

Depuis une vingtaine d'années, des géométries innovantes à base de plaques améliorées ont pris une place majeure dans les technologies des échangeurs compacts. L'utilisation de ces technologies dites compactes est un moyen efficace d'intensifier les transferts de chaleur dans les procédés [1]. Les hydrocarbures (utilisés purs ou en mélanges avec un ou plusieurs gaz incondensable (s)), sont largement utilisés en génie des procédés. La condensation de ces fluides dans des échangeurs compacts est un nouveau défi.

La condensation de fluides purs dans des tubes lisses horizontaux a été abondamment traitée dans la littérature et des cartes d'écoulement en fonction des régimes d'écoulement ont été établies. Le degré de prédiction est cependant plus réduit dans les tubes horizontaux à géométries internes améliorées [2], [3]. Pour des géométries à base de plaques, les corrélations sont spécifiques et prédire l'écoulement du film liquide sur ces surfaces est délicat. Ainsi, les échangeurs à plaques sont souvent surdimensionnés. Les principes de base de la condensation seront présentés avant de décrire les moyens expérimentaux et essais réalisés au GREThE-LETH.

## 2. Description des phénomènes en condensation

### 2.1. Condensation de mélanges

Lors de la condensation d'un mélange de vapeurs en présence ou non d'un gaz incondensable, la vapeur la moins volatile condense de manière préférentielle, l'autre composant plus volatil s'accumulant près de l'interface liquide-vapeur. Il se crée ainsi une couche de diffusion au travers de laquelle le composant le moins volatil doit diffuser. Pour déterminer les transferts de chaleur et de masse, deux méthodes sont couramment utilisées: une méthode d'équilibre dite méthode de la courbe de condensation et la méthode du film.

Dans la première méthode, établie par Silver [4], et étendue par Bell & Ghaly [5], la première hypothèse stipule que les fluides (vapeur, gaz et condensat) sont localement à l'équilibre. Le coefficient de transfert de chaleur en condensation entre le coeur du mélange gazeux et la paroi est calculé en faisant la somme de deux résistances thermiques, soit :

$$\frac{1}{\alpha_{cond}} = \frac{1}{\alpha_{condensat}} + \frac{Z_g}{\alpha_G} \quad (1)$$

où  $\alpha_{condensat}$  est le coefficient de transfert de chaleur pour le condensat (régime contrôlé par gravité [6]).  $\alpha_G$  est le coefficient de transfert calculé pour la phase gazeuse, déduit de la relation :

$$\alpha_G = \frac{Nu_G \lambda_G}{D_{hp}} \quad (2)$$

$\lambda_G$  est la conductivité thermique de la phase gazeuse en et  $D_{hp}$  est le diamètre hydraulique du canal de condensation. Le nombre de Nusselt côté gaz est estimé à partir d'une corrélation simple phase, spécifique à notre géométrie. Le paramètre  $Z_g$  est défini par :

$$Z_g = x C_{pG} \frac{dT}{dh} \quad (3)$$

où  $x$  est le titre massique de la phase gazeuse,  $C_{pG}$  est la capacité thermique massique en  $J.kg^{-1}.K^{-1}$ ,  $dT/dh$  est l'inverse de la pente de la courbe  $h=h(T)$ ,  $h$  étant l'enthalpie spécifique du mélange et  $T$  la température du gaz. Cette méthode est préférée dans la plupart des applications industrielles car elle nécessite la connaissance de moins de propriétés physiques et ne requiert pas une analyse complète de la composition du mélange. Dans la deuxième méthode, le transfert de masse est pris en compte et nécessite la connaissance des coefficients de transfert de masse et de la température d'interface. Cette dernière méthode est plus proche des phénomènes physiques qui se produisent lors de la condensation, et ses résultats peuvent être différents de ceux de la méthode de la courbe de condensation.

Ces deux méthodes peuvent cependant être en accord dans certains cas et cette équivalence a été traitée par D. Webb [7]. Quand le nombre de Lewis se trouve dans la gamme 0,6-0,8, les deux méthodes donnent des résultats équivalents.

## 2.2. Détermination du nombre de Lewis

Le nombre de Lewis est défini par :

$$Le = \frac{a}{D} \quad (4)$$

où  $a$  est la diffusivité thermique en  $m^2.s^{-1}$  et  $D$  le coefficient de diffusion massique en  $m^2.s^{-1}$ . Plusieurs méthodes issues de la théorie cinétique des gaz existent. Les expressions présentées ici sont dérivées des expressions de Chapman, données par Hirschfelder *et al.* [8], et adaptées par Cussler [9]:

$$D_{12} (cm^2.s^{-1}) = \frac{10^{-3} T^{1,75}}{PM_{12}^{\frac{1}{2}} \left( V_1^{\frac{1}{3}} + V_2^{\frac{1}{3}} \right)^2} \quad (5)$$

où  $T$  est la température en K,  $P$  est la pression absolue en bars,  $M_{12}$  est la masse molaire réduite binaire en  $g.mol^{-1}$ , avec  $V_1$  et  $V_2$  en  $cm^3.mol^{-1}$ , volumes de diffusion de chaque composant, déterminés grâce à des coefficients spécifiques à la molécule considérée [10].

Le nombre de Lewis a été calculé en utilisant les corrélations décrites ci-dessus. Avec la dernière version du logiciel Simulis, développé par Prosim® [11], il a été possible d'établir une base de données utilisateur de plusieurs fluides, incluant leurs volumes de diffusion. Les résultats de ces différentes méthodes (Fuller, Chapman, Wilke & Lee, Cussler) sont comparés et reportés sur la Figure 1. La méthode de Cussler donne de bons résultats pour la détermination des coefficients de diffusion binaire des 60 fluides de cette base, comparés aux données de la littérature [9], avec une déviation moyenne de l'ordre de 10%.

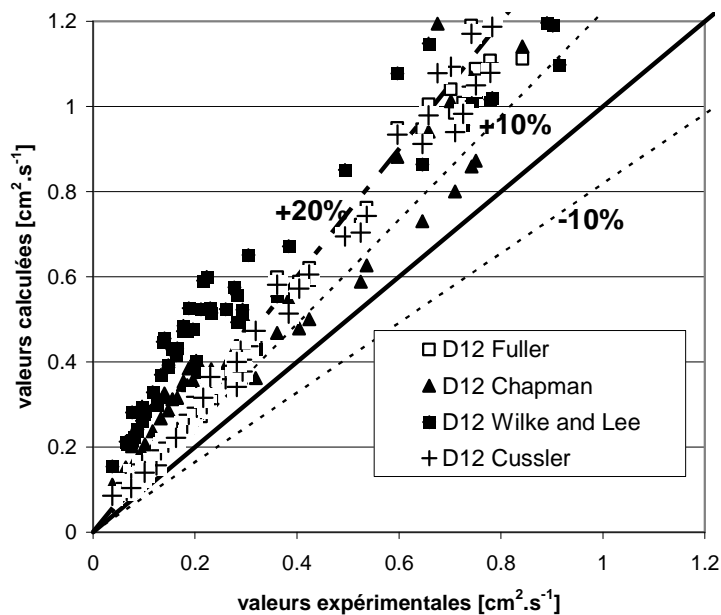


Figure 1 Comparaison entre les méthodes disponibles pour le coefficient de diffusion et les données de la littérature

### 3. Essais en condensation

#### 3.1. Moyens expérimentaux

La Figure 4 est un schéma simplifié de la boucle d'essais CLARA. La pression absolue varie de 0,5 bars à 1,3 bars. Le débit volumique du mélange gazeux est choisi dans la gamme 60-400 m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup> avec une puissance maximale de 46 kW. Deux configurations sont possibles : le mélange gazeux et le condensat s'écoulent à cocourant (condensation descendante), le mélange gazeux et le condensat s'écoulent à contre courant (condensation à reflux). Lors de la condensation à reflux, le mélange gazeux d'un gaz noncondensable (azote) et d'une vapeur condensable (soit isopropanol soit n-hexane), à sa température de saturation, alimente le bas de la section d'essais. Le mélange est refroidi et partiellement condensé. Les deux phases (condensat ou mélange gazeux en sortie) sont récupérées et recirculent dans deux circuits différents de la boucle d'essais.

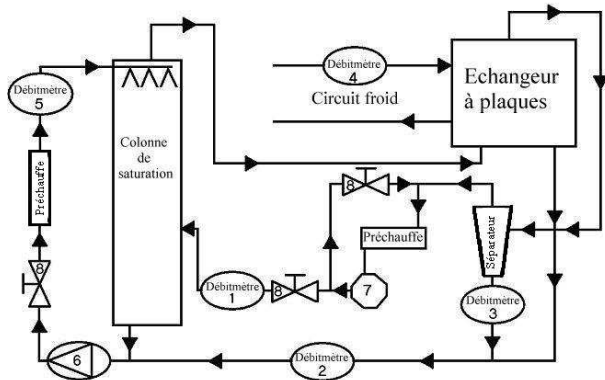


Figure 2 Description de la boucle CLARA, 1, circuit gaz ou mélange gazeux; 2, circuit condensat; 3, retour condensat du haut de l'appareil (entraîné); 4, circuit de refroidissement; 5, circuit condensat; 6, pompe de circulation; 7, surpresseur circuit gaz; 8, vannes de régulation

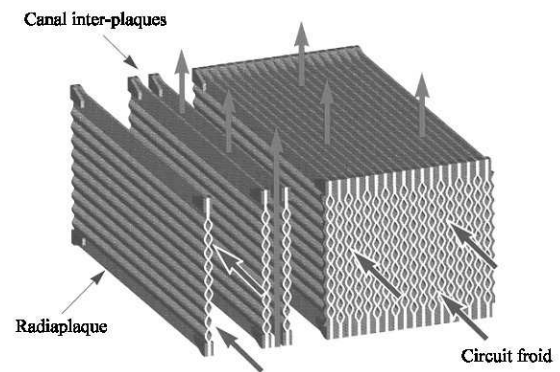


Figure 3 Disposition des différents canaux de condensation sur une section d'essais (Alfa-Laval Packinox)

#### 3.2. Condensation de mélanges

La puissance échangée est estimée à partir du mélange gazeux et il est également nécessaire de tenir compte du refroidissement du gaz entre l'entrée et la sortie de l'échangeur. La puissance totale échangée est ainsi donnée par :

$$\dot{Q} = \dot{m}_{\text{condensat}} \Delta h_{LV} + \dot{m}_{G_{\text{sortie}}} (h_{G_{\text{entrée}}} - h_{G_{\text{sortie}}}) \quad (6)$$

Dans le but d'explorer une gamme plus importante de vitesses superficielles, la proportion d'azote a été augmentée (supérieure à 70%). Le coefficient d'échange global a été comparé pour chaque configuration (reflux ou cocourant) en fonction du nombre de Reynolds gaz  $Re_G$  (Figure 4). La Figure 5 présente l'évolution des résistances thermiques côté gaz et côté condensat.

Pour la détermination des coefficients d'échange côté gaz et côté condensat, la méthode de la courbe de condensation a été utilisée, étant donné que le nombre de Lewis pour les essais considérés était compris dans la gamme 0,6-0,7. Les essais présentés ici concernent la condensation d'un mélange n-hexane-azote, pour une pression d'entrée dans la section d'essais de 1,1 bars.

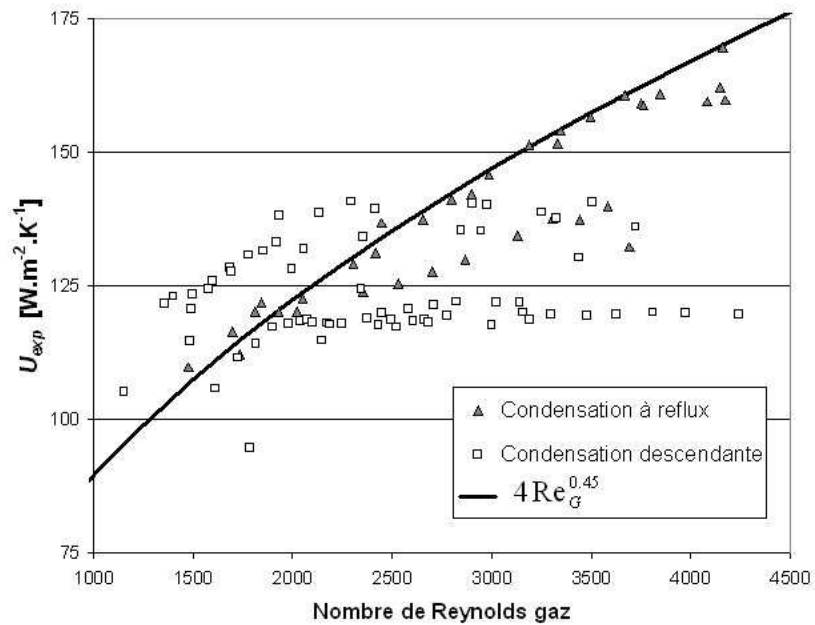


Figure 4 Comparaison entre condensation à reflux et condensation descendante (essais n-hexane-azote, composition molaire 30%-70%)

Pour  $Re_G < 2000$ , le coefficient d'échange global a un comportement similaire dans les deux configurations. Au-delà de cette valeur, le coefficient d'échange global est plus important en reflux qu'en condensation descendante. Qualitativement, l'évolution des résistances thermiques (Figure 5) montre qu'à partir d'un nombre de Reynolds gaz de 2000, la résistance côté gaz en condensation à reflux est inférieure à la résistance thermique côté gaz en condensation descendante.

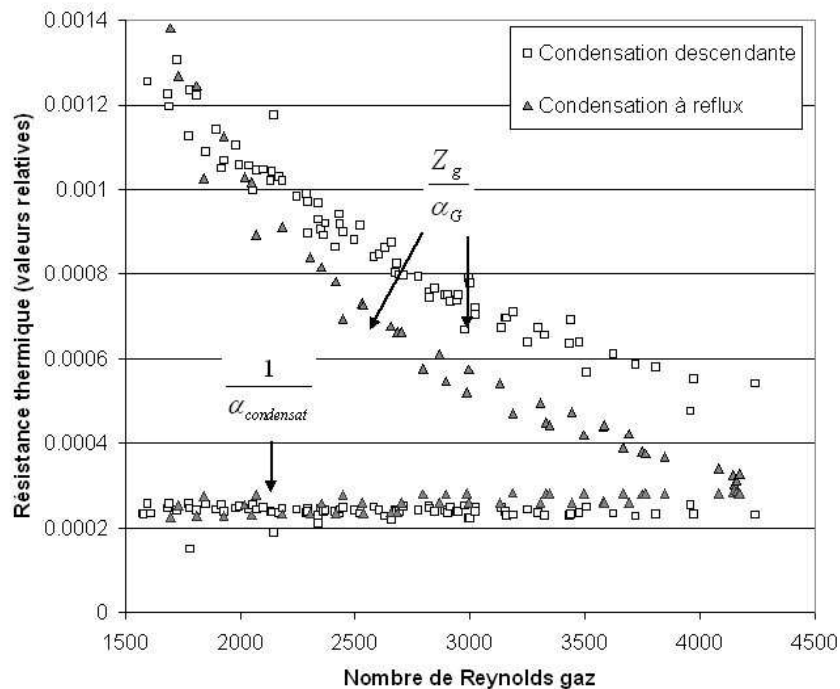


Figure 5 Evolution des résistances thermiques en fonction du nombre de Reynolds et de la configuration de l'écoulement (descendante ou à reflux)

Cela est directement lié au fait que le coefficient d'échange global en condensation à reflux est supérieur au coefficient d'échange global en condensation descendante, au-delà de cette valeur du nombre de Reynolds. Nous avons déjà observé ces tendances sur des essais réalisés avec un mélange pentane/azote dans des géométries similaires [12]. Cependant, cette évolution est limitée dans le cas de la condensation à reflux. A partir d'une certaine valeur de vitesse superficielle (gaz ou liquide), une partie du condensat va être entraînée avec le mélange gazeux vers le haut de l'appareil, au lieu d'être séparée par gravité : c'est la limite d'engorgement. Cette limite a été atteinte et caractérisée pour la géométrie testée.

## 4. Conclusion

Des essais expérimentaux ont été effectués et analysés par les méthodes de dimensionnement disponibles dans des géométries à base de plaques, représentatives de géométries industrielles. Des méthodes de calcul du nombre de Lewis, critère de choix entre certaines méthodes, ont été comparées aux données expérimentales disponibles dans la littérature. La condensation à reflux et la condensation descendante ont été utilisées sur la maquette d'échangeur, pour condenser un mélange d'azote (incondensable) et un hydrocarbure (n-hexane ou isopropanol). Les mesures et observations réalisées montrent le besoin de connaissance dans ce domaine, particulièrement au niveau local pour améliorer à la fois le dimensionnement et les économies d'énergie à réaliser sur de tels appareils.

## Références

- [1] Shah, R. K., 2006, Advances in Science and Technology of Compact Heat Exchangers, 2006, *Heat Transfer Engineering*, vol. 27, no. 5, pp. 3-22.
- [2] Cavallini, A., Censi, G., Del Col, D., Doretti, L., Longo, G. A., Rosetto, L., Zilio, 2003, C., *Int. J. Refrigeration*, vol. 26, pp. 373-392.
- [3] Cavallini, A., Del Col, D., Doretti, L., Matkovic, M., Rosetto, L., Zilio, C., 2006, Condensation in Horizontal Smooth Tubes : A New Heat Transfer Model for Heat Exchanger Design, *Heat Transfer Engineering*, vol. 27, no. 8, pp.31-38.
- [4] Silver, L., 1947, Gas Cooling with Aqueous Condensation, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, vol. 25, pp. 30-42.
- [5] Bell, K.J., and Ghaly, M.A., 1972, An approximate Generalized Design Method for Multicomponent/Partial Condensation, *AIChE, Symp. Ser.*, vol. 39, no. 131, pp. 72-79.
- [6] Rohsenow, W.M., 1985, Condensation: Part 1, in *Handbook of Heat Transfer Fundamentals*, 2nd edition, McGraw-Hill, New York.
- [7] Webb, D.R., Fahrner, M., and Schwaab, R., 1996, The relationship between the Colburn and Silver methods of condenser design, *Int. J. Heat Mass Transfer*, vol. 39, no. 15, pp. 3147-3156.
- [8] Hirschfelder, J.O., Curtiss, C.F., and Bird, R.B., 1954, *Molecular theory of gases and liquids*, 2nd edition, Wiley, New York.
- [9] Cussler, E.L., 1997, *Diffusion - Mass Transfer in Fluid System*, Cambridge University Press, 2nd ed.
- [10] Reid, R.C., Prausnitz, J.M., and Poling, B., 1987, *The properties of gases and liquids*, 4th edition, McGraw Hill, New York.
- [11] ProSim SA, Bâtiment A - BP 2738 F-31312 Labège, France, <http://www.prosim.net>.
- [12] Thonon, B., Beaugeois, O., Clément, P., 2004, *Condensation of pure fluids in a compact welded heat exchanger*: final report, GREThE, unpublished internal report.

## Remerciements

Une partie de l'aide financière sur ce projet a été apportée par l'ADEME (Agence De l'Environnement et de la Maîtrise de l'Énergie). La société AlfaLaval – Packinox est remerciée pour la fourniture des sections d'essais et sa participation à ce programme.