

Tensions de vapeur d'alcools primaires dans le domaine 0,3 Pa à 1,5 kPa

J. N'Guimbi, H. Kasehgari, I. Mokbel et J. Jose

*Laboratoire de Chimie Analytique 1, Université Claude Bernard (Lyon I),
43 boulevard du 11 Novembre 1918, 69622 Villeurbanne Cedex (France)*

(Reçu le 28 juin 1991)

Abstract

As an extension to our previous work carried out on the measurements of vapor pressures for heavy hydrocarbons we have performed a similar study for 11 primary alcohols. Our results are in good agreement with those published by Ambrose et al. in a fairly limited temperature range and, with a few small exceptions, with those reported by Smith and Srivastava. In all cases Antoine's equation leads to small deviations from measured values.

Our motivation was twofold. Firstly the existence of an IUPAC project to study vapor-liquid equilibria for mixtures of primary alcohols with *n*-alkanes by correlating experimental determinations and group contribution methods; it is clear that the correlations require knowledge of the vapor pressures of pure substances. Secondly, the lack of data in the low vapor pressure field.

Résumé

Les auteurs ont amélioré un dispositif statique permettant de mesurer les tensions de vapeur de produits peu volatils dans le domaine $10^{-4} < P$ (kPa) $< 1,5$; $250 < T$ (K) < 460 . Onze alcools primaires ont été étudiés allant de hexanol-1 au hexadécanol-1. Nos résultats expérimentaux sont en accord avec les quelques données publiées par Ambrose et coll. et à quelques exceptions près avec ceux de Smith et coll. Avec les autres auteurs l'accord est généralement mauvais.

INTRODUCTION

Parallèlement aux mesures des tensions de vapeur d'hydrocarbures lourds [1,2], nous avons effectué une étude analogue pour 11 alcools primaires. Deux motivations nous ont poussé à entreprendre le présent travail.

La première est l'existence d'un projet de l'IUPAC [3] relatif à l'étude des équilibres liquide-vapeur des mélanges alcools primaires *n*-alcane: déterminations expérimentales et corrélations par des méthodes de contribution de groupe. Il est évident que ces corrélations nécessitent la donnée des tensions de vapeur des corps purs.

La seconde motivation est le manque de données dans le domaine des faibles pressions.

APPAREILLAGE

L'appareil dont la description a déjà fait l'objet d'une publication [1] n'a pas subi de modifications fondamentales. Nous avons procédé aux améliorations suivantes:

Suppression de toute partie en verre dans le circuit "mesure"

Les canalisations en Pyrex et les deux vannes haut vide en Pyrex présentes dans le montage initial ont été remplacées par du matériel en acier inoxydable (Fig. 1). Il est ainsi possible d'augmenter nettement la température de l'ensemble de mesure. De plus, l'obtention d'un vide poussé dans la partie référence du capteur différentiel s'en trouve considérablement accélérée. Cette modification présente également l'avantage de supprimer les soudures verre-métal, indispensables dans le montage original. Nous avons en effet constaté une légère fuite lorsque ces soudures étaient fortement chauffées.

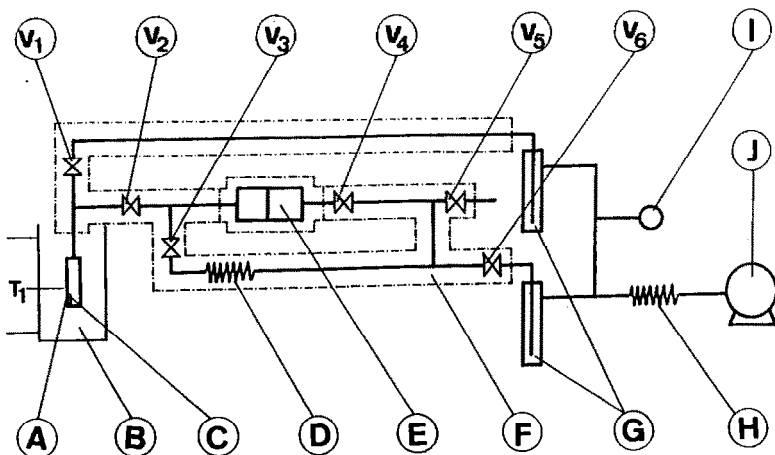


Fig. 1. Dispositif statique. Version améliorée. A, cellule de mesure: tube en acier inoxydable diamètre 1/2" longueur 18 cm; B, bain thermorégulé à $\pm 0,02^\circ\text{C}$ JULABO CRY 40F; C, barreau aimanté diamètre 4 mm-longueur 40 mm; D, flexible de diamètre 1/2"; E, capteur électronique haute température "DATAMETRIX 1173", gamme de température $+20 < t^\circ\text{C} < 450$, gamme de pression $10^{-5} < P_{\text{torr}} < 13$; F, canalisations surchauffées en acier inoxydable diamètre 1/2"; G, piège à air liquide; H, flexible de diamètre 1/2" verre-métal-verre; I, capteur de pression COMBITRON CM 30; J, pompe primaire rotative à palette (2 étages) Edwards modèle ES 35 couplée en série avec une pompe à diffusion (4 étages) Edwards modèle E02; V_1-V_5 , vanne à soufflet haut vide haute température HOKE type 4618 N4Y et 4628 N4Y (V_2); V_6 , vanne à soufflet haut vide.

Installation d'un système d'agitation

Un barreau aimanté (longueur 40 mm, diamètre 4 mm) est placé à l'intérieur de la cellule A. Il est soumis à un mouvement alternatif de translation de haut en bas grâce à un entraînement magnétique. La mise en place de ce système permet d'obtenir des équilibres liquide-vapeur beaucoup plus rapidement. De plus il limite les risques de gradient de température à l'intérieur de la cellule.

Installation d'un dispositif de sécurité

Le capteur de pression est extrêmement sensible et fiable. Son coût est élevé. Sa température limite d'utilisation est de 450 °C. Etant soumis à des températures sévères (220–320 °C) nous avons jugé nécessaire d'adapter, en plus du système de régulation de température, un deuxième dispositif fonctionnant uniquement en sécurité. Lorsque la température dépasse de 20 °C la valeur de consigne, le chauffage du capteur est automatiquement arrêté, un réarmement manuel est nécessaire.

Nous avons également installé une sécurité au niveau des résistances de chauffage du capteur et des canalisations, constituée par un disjoncteur différentiel. En cas de contact accidentel du circuit de chauffage avec la masse, il y a arrêt du courant.

Installation d'un système d'aspiration des vapeurs

La cellule ne plonge pas directement dans le thermostat mais dans un manchon de 60 cm de diamètre et 250 mm de long dans lequel circule un liquide thermorégulé. Lorsque ce dernier est fortement chauffé, il en résulte une émission de vapeurs par l'ouverture du manchon. Afin d'éviter tout risque d'intoxication du manipulateur, nous avons installé un système d'aspiration des vapeurs, l'évacuation se faisant à l'extérieur.

Sous sa forme actuelle l'appareil permet des mesures d'une fiabilité et d'une précision remarquables, compte tenu des conditions sévères: faibles pressions, températures élevées.

Les opérations de contrôle de l'étanchéité de l'appareil, de chargement et de dégazage du produit étudié ainsi que la procédure même de mesure de la tension de vapeur n'ont pas changé par rapport à la première version de l'appareil [1].

RESULTATS EXPERIMENTAUX: COMPARAISON AVEC LES DONNES DE LA LITTERATURE

Nous avons mesuré la tension de vapeur de 11 alcools primaires. Ces produits n'ont pas subi de purification préalable. Signalons cependant que

TABLEAU 1

Hexanol-1

T_{exp} (K)	P_{exp} (kPa)	$\Delta P/P$ (%)		
		[4]	[5]	[6]
253,42	$1,216 \times 10^{-3}$			
263,33	$3,817 \times 10^{-3}$			
263,33	$3,822 \times 10^{-3}$			
273,31	$1,127 \times 10^{-2}$			
273,31	$1,118 \times 10^{-2}$			
283,23	$2,967 \times 10^{-2}$			
283,23	$2,950 \times 10^{-2}$			
293,14	$7,176 \times 10^{-2}$			
293,14	$7,176 \times 10^{-2}$			
303,11	0,163			
303,11	0,163			
313,09	0,351	+5,1	-21	
313,09	0,351	+5,1	-21	
323,07	0,707	+4,9	-14	
323,07	0,706	+4,8	-14	
333,11	1,358	+4,9	-6,8	+5,6
333,11	1,354	+4,6	-7,1	+5,3
338,19	1,886	+6,5	-2,3	+7,3
338,19	1,876	+6,0	-2,9	+7,9
		5,2 ^a	11 ^a	6,5 ^a

^a $|\overline{\Delta P}/P|$ (%).

la méthode même de dégazage utilisée, conduit à une élimination des fractions volatiles lors des purges de la phase vapeur. L'origine du produit et la pureté minimale certifiée par le fabricant sont indiquées entre parenthèses: hexanol-1 (Merck, 98%), heptanol-1 (99%), octanol-1 (Pro-labo, 98%), nonanol-1 (Merck, 96%), décanol-1 (Janssen, 99%), undécanol-1 (Merck, 96%), dodécanol-1 (Fluka, 99,5), tridécanol-1 (Fluka, 98%), tétradécanol-1 (Janssen, 99%), pentadécanol-1 (Merck, 97%), hexadécanol-1 (Merck, 98%).

Les résultats expérimentaux sont indiqués dans les Tableaux 1 à 11.

Pour chaque composé, les pressions expérimentales sont lissées par l'équation d'Antoine

$$\log_{10} P = A - B/(t + C) \quad (1)$$

avec P en kPa et t en °C. Les paramètres A , B , C sont indiqués dans le Tableau 12. L'écart entre nos valeurs et celles de la littérature est défini par

$$\frac{\Delta P}{P} (\%) = \frac{P_{\text{exp}} - P_{\text{litt}}}{P_{\text{exp}}} \times 100 \quad (2)$$

TABLEAU 2

Heptanol-1

T_{exp} (K)	P_{exp} (kPa)	$\Delta P/P^a$ (%)
258,31	$4,617 \times 10^{-4}$	
258,31	$4,617 \times 10^{-4}$	
263,27	$8,172 \times 10^{-4}$	
263,27	$8,082 \times 10^{-4}$	
273,27	$2,686 \times 10^{-3}$	
273,27	$2,690 \times 10^{-3}$	
283,39	$8,102 \times 10^{-3}$	
293,50	$2,103 \times 10^{-2}$	
303,25	$5,190 \times 10^{-2}$	
313,24	0,119	
323,19	0,256	
333,23	0,521	3,7
343,24	1,001	0,8
353,23	1,829	-1,2
		1,9 ^b

^a Ref. 6.^b $|\Delta P/P|$ (%).

TABLEAU 3

Octanol-1

T_{exp} (K)	P_{exp} (kPa)	$\Delta P/P$ (%)		
		[4]	[7]	[8]
273,29	$7,482 \times 10^{-4}$			
273,29	$7,533 \times 10^{-4}$			
283,22	$2,368 \times 10^{-3}$			
283,22	$2,368 \times 10^{-3}$			
293,23	$6,992 \times 10^{-3}$		+4,0	
293,23	$6,978 \times 10^{-3}$		+3,8	
303,15	$1,802 \times 10^{-2}$		+2,9	
303,15	$1,798 \times 10^{-2}$	+2,6	+2,6	
313,21	$4,406 \times 10^{-2}$	+1,8	+2,8	
313,21	$4,398 \times 10^{-2}$	+1,7	+2,6	
323,20	$9,984 \times 10^{-2}$	+1,3	+2,1	
323,20	$9,970 \times 10^{-2}$	+1,2	+2,0	
333,15	0,211	+0,9	+0,5	+1,4
343,17	0,425	+0,7	-1,8	+0,9
343,17	0,424	+0,5	-1,4	+0,7
353,15	0,808	+0,1	-3,8	0,0
353,15	0,809	+0,2	-4,0	+0,1
363,16	1,474	-0,1		-0,5
363,16	1,470	-0,3		+0,7
		1,0 ^a	2,6 ^a	0,6 ^a

^a $|\Delta P/P|$ (%).

TABLEAU 4

Nonanol-1

T_{exp} (K)	P_{exp} (kPa)	T_{exp} (K)	P_{exp} (kPa)
273,10	$3,025 \times 10^{-4}$	333,14	$8,764 \times 10^{-2}$
283,32	$6,831 \times 10^{-4}$	343,16	0,184
283,32	$6,792 \times 10^{-4}$	353,14	0,365
293,25	$2,208 \times 10^{-3}$	363,15	0,690
293,25	$2,212 \times 10^{-3}$	373,20	1,255
303,20	$6,303 \times 10^{-3}$	373,20	1,258
313,23	$1,675 \times 10^{-2}$	378,23	1,686
323,16	$3,943 \times 10^{-2}$	378,23	1,673

et l'écart moyen est défini par

$$\left| \frac{\overline{\Delta P}}{P} \right| (\%) = \frac{1}{n} \sum_1^n \left| \frac{\Delta P}{P} \right| \quad (3)$$

Hovorka et al. [5] ont fait des mesures avec un isoténiscope, mais ont utilisé pour la mesure de tension de vapeur un cathétomètre peu précis (à

TABLEAU 5

Décanol-1

T_{exp} (K)	P_{exp} (kPa)	$\Delta P / P$ (%)		
		[4]	[8]	[9]
283,27	$2,188 \times 10^{-4}$			
283,27	$1,66 \times 10^{-4}$			
293,19	$6,749 \times 10^{-4}$			
303,25	$2,082 \times 10^{-3}$			
303,25	$2,082 \times 10^{-3}$	-0,7		+1,2
313,20	$5,994 \times 10^{-3}$	+2,8		+8,8
313,20	$5,951 \times 10^{-3}$	+2,1		+8,1
323,08	$1,476 \times 10^{-2}$	+0,2		+9,3
333,08	$3,509 \times 10^{-2}$	+0,7		
343,19	$7,832 \times 10^{-2}$	+0,9		
343,19	$7,825 \times 10^{-2}$	+0,8		
353,19	0,163	+1,0	+0,6	
363,08	0,318	+0,9	+0,6	
373,08	0,596	+0,8	+0,5	
383,09	1,066	+0,3	+0,0	
383,09	1,062	-0,1	-0,3	
388,09	1,406	+0,2	-0,1	
388,09	1,405	+0,1	-0,2	
		0,8 ^a	0,3 ^a	6,8 ^a

^a $|\overline{\Delta P} / P$ (%).

TABLEAU 6

Undécanol-1

T_{exp} (K)	P_{exp} (kPa)	T_{exp} (K)	P_{exp} (kPa)
293,18	$2,382 \times 10^{-4}$	342,99	$3,466 \times 10^{-2}$
293,18	$2,382 \times 10^{-4}$	352,88	$7,430 \times 10^{-2}$
303,04	$7,266 \times 10^{-4}$	362,92	0,151
303,04	$7,342 \times 10^{-4}$	362,92	0,152
312,94	$2,169 \times 10^{-3}$	372,98	0,295
312,94	$2,156 \times 10^{-3}$	372,98	0,296
323,04	$6,122 \times 10^{-3}$	383,07	0,544
323,04	$6,122 \times 10^{-3}$	383,07	0,545
333,01	$1,496 \times 10^{-2}$	393,11	0,959
333,01	$1,513 \times 10^{-2}$	393,11	0,966
342,99	$3,499 \times 10^{-2}$	403,12	1,634
		403,12	1,639

TABLEAU 7

Dodécanol-1

T_{exp} (K)	P_{exp} (kPa)	$\Delta P/P$ (%)			
		[4]	[10]	[8]	[9]
303,01	$3,343 \times 10^{-4}$				+ 37,6
312,90	$7,431 \times 10^{-4}$	+ 7,9	+ 5		+ 7,1
322,93	$2,117 \times 10^{-3}$	+ 3,0	+ 0,5		
332,93	$5,807 \times 10^{-3}$	+ 4,2	+ 8,7		
332,93	$5,850 \times 10^{-3}$	+ 4,9	+ 9,9		
343,10	$1,427 \times 10^{-2}$	+ 2,0	+ 10,8		
343,10	$1,434 \times 10^{-2}$	+ 2,4	+ 11,3		
353,08	$3,233 \times 10^{-2}$	+ 1,2	+ 12,0		
353,08	$3,242 \times 10^{-2}$	+ 0,9	+ 12,1		
363,08	$6,907 \times 10^{-2}$	+ 0,5	+ 12,5		
363,08	$6,893 \times 10^{-2}$	+ 0,3	+ 12,4		
373,13	0,139	- 0,3			
373,13	0,140	+ 0,4			
383,15	0,267	- 0,3		- 3,0	
383,15	0,266	- 0,7		- 3,8	
393,09	0,486	- 0,5		- 1,4	
393,09	0,486	- 0,5		- 2,3	
403,11	0,847	- 1,9		- 2,1	
403,11	0,846	- 2,0			
413,10	1,422	- 1,9			
		1,9 ^a	9,5 ^a	2,5 ^a	22,3 ^a

^a $|\Delta P/P|$ (%).

TABLEAU 8

Tridécanol-1

T_{exp} (K)	P_{exp} (kPa)	T_{exp} (K)	P_{exp} (kPa)
313,03	$3,104 \times 10^{-4}$	373,13	$7,007 \times 10^{-2}$
313,03	$3,057 \times 10^{-4}$	383,13	0,138
323,08	$8,783 \times 10^{-4}$	383,13	0,138
323,08	$8,769 \times 10^{-4}$	393,11	0,259
333,21	$2,544 \times 10^{-3}$	393,11	0,258
333,21	$2,549 \times 10^{-3}$	403,15	0,462
343,17	$6,472 \times 10^{-3}$	403,15	0,461
343,17	$6,458 \times 10^{-3}$	413,08	0,792
353,08	$1,557 \times 10^{-2}$	413,08	0,793
353,08	$1,554 \times 10^{-2}$	423,18	1,315
363,08	$3,367 \times 10^{-2}$	423,18	1,323
363,08	$3,372 \times 10^{-2}$	428,20	1,697
373,13	$6,993 \times 10^{-2}$	428,20	1,688

TABLEAU 9

Tétradécanol-1

T_{exp} (K)	P_{exp} (kPa)	$\Delta P/P$ (%) [4]
333,19	$1,191 \times 10^{-3}$	+12
333,19	$1,195 \times 10^{-3}$	+13
343,17	$3,153 \times 10^{-3}$	+10
353,12	$7,533 \times 10^{-3}$	+8,1
353,12	$7,519 \times 10^{-3}$	+7,5
363,12	$1,685 \times 10^{-2}$	+4,9
363,12	$1,671 \times 10^{-2}$	+4,1
373,19	$3,619 \times 10^{-2}$	+4,0
373,19	$3,633 \times 10^{-2}$	+4,4
383,05	$7,204 \times 10^{-2}$	+2,9
383,05	$7,190 \times 10^{-2}$	+2,8
393,08	0,139	+2,8
403,11	0,256	+2,6
413,10	0,453	+2,9
413,10	0,452	+2,7
423,17	0,768	+2,3
423,17	0,765	+1,9
433,17	1,255	+1,8
433,17	1,253	+1,7
438,19	1,592	+1,9
438,19	1,585	+1,5
		4,6 ^a

^a $|\Delta P/P|$ (%).

TABLEAU 10
Pentadécanol-1

T_{exp} (K)	P_{exp} (kPa)	T_{exp} (K)	P_{exp} (kPa)
343,10	$1,060 \times 10^{-3}$	403,18	0,128
353,18	$2,892 \times 10^{-3}$	413,19	0,233
363,16	$7,078 \times 10^{-3}$	423,25	0,407
373,13	$1,565 \times 10^{-2}$	433,27	0,682
383,15	$3,339 \times 10^{-2}$	443,31	1,109
393,15	$6,710 \times 10^{-2}$	453,235	1,755

0,06 kPa près). Ceci peut expliquer les grands écarts avec nos valeurs (Tableau 1).

Butler et al. [6] ont également fait des mesures avec un isoténiscope. Cependant le manomètre utilisé avait une précision de $\pm 0,007$ kPa. Les

TABLEAU 11
Hexadécanol-1

T_{exp} (K)	P_{exp} (kPa)	$\Delta P/P$ (%)	
		[4]	[8]
343,06	$4,184 \times 10^{-4}$	-12	
353,08	$1,195 \times 10^{-3}$	-11	
362,95	$3,186 \times 10^{-3}$	-4,6	
362,95	$3,182 \times 10^{-3}$	-4,7	
373,00	$7,731 \times 10^{-3}$	-2,1	
373,00	$7,731 \times 10^{-3}$	-2,1	
383,02	$1,693 \times 10^{-2}$	-2,8	
383,02	$1,707 \times 10^{-2}$	-2,0	
393,07	$3,693 \times 10^{-2}$	+2,0	
393,07	$3,693 \times 10^{-2}$	+2,0	
403,06	$7,213 \times 10^{-2}$	+1,2	
403,06	$7,199 \times 10^{-2}$	+1,0	
413,08	0,135	+0,7	
413,08	0,134	-0,1	
423,21	0,241	-0,5	-1,2
423,21	0,240	-0,9	-1,6
433,13	0,411	-1,4	-1,9
433,13	0,412	-1,1	-2,2
443,27	0,689	-1,7	-2,2
443,27	0,688	-1,8	-2,4
453,38	1,114	-2,8	-2,3
453,38	1,107	-2,9	-2,9
463,50	1,729	-4,0	-3,4
		2,8 ^a	2,2 ^a

^a $|\Delta P/P|$ (%).

TABLEAU 12

Paramètres de l'équation d'Antoine et écart moyen de lissage (pression en torr, température en °C)

Produit	<i>A</i>	<i>B</i>	<i>C</i>	$ \Delta P/P $ (%)
Hexanol-1	7,865	2174,652	221,392	0,43
Heptanol-1	7,895	2250,341	214,986	1,4
Octanol-1	7,426	2089,066	197,834	0,38
Nonanol-1	7,349	2103,764	190,188	1,3
Décanol-1	7,541	2270,427	192,322	1,6
Undécanol-1	7,094	2105,005	176,145	1,2
Dodécanol-1	6,800	2011,634	162,769	0,46
Tridécanol-1	6,858	2109,973	163,299	1,2
Tétradécanol-1	6,916	2217,995	165,381	0,47
Pentadécanol-1	6,275	1911,956	136,738	0,58
Hexadécanol-1	5,964	1781,618	120,726	0,68

écarts moyens avec nos mesures sont de 6,5% avec l'hexanol-1 (Tableau 1) et de 1,9% avec l'heptanol-1 (Tableau 2).

Geiseler et al. [7,10] ont utilisé une méthode par effusion. Les écarts moyens avec nos mesures sont de: 2,6% avec l'octanol-1 (Tableau 3), 9,5% avec le dodécanol-1 (Tableau 7).

Ambrose et al. [8] ont utilisé une méthode ébulliométrique par comparaison, dont la substance de référence est le mercure. Ses résultats sont en accord avec les nôtres. Les écarts moyens sont de 0,6% avec l'octanol-1 (Tableau 3); 0,3% avec le décanol-1 (Tableau 5); 2,5% avec le dodécanol-1 (Tableau 7); 2,2% avec l'hexadécanol-1 (Tableau 11). En général nos pressions mesurées sont légèrement supérieures à celles d'Ambrose et al. [8] au-dessous de 0,2 kPa. Elles deviennent inférieures à celles de l'auteur pour des tensions supérieures à 0,2 kPa.

Davies et Hybett [9] ont mesuré les tensions de vapeur par effusion dans un domaine de température restreint. Ils ne donnent pas les valeurs expérimentales, mais uniquement les paramètres de lissage par l'équation de Clapeyron. Nous n'avons, pour chaque produit, qu'un à deux points de comparaison. Les écarts moyens avec nos mesures sont de 6,8% avec le décanol-1 (Tableau 5); 22,3% avec le dodécanol-1 (Tableau 7).

En ce qui concerne la comparaison de nos résultats avec ceux répertoriés dans *Thermodynamic Data for Pure Compounds* [4], on constate que l'accord est assez bon pour l'octanol-1 (à 1,0%), le dodécanol-1 (à 1,9%), l'hexadécanol-1 (à 2,8%). Par contre pour l'hexanol-1, et le tétradécanol-1 les écarts sont plus élevés (respectivement 5,2% et 4,6%).

Pour plusieurs produits, nous n'avons pas pu faire de comparaisons car, soit il n'existe pas de données dans la littérature, soit les valeurs publiées correspondent à des pressions supérieures à 2 kPa. Il s'agit des alcools:

nonanol-1 (Tableau 4), undécanol-1 (Tableau 6), tridécanol-1 (Tableau 8), pentadécanol-1 (Tableau 10).

On constate en résumé que nos résultats sont en bon accord avec ceux publiés par Ambrose et al. [8], dans un intervalle de température assez limité, et à quelques exceptions près, avec ceux répertoriés dans [4].

Dans tous les cas, l'équation d'Antoine conduit à des écarts de lissage faibles.

BIBLIOGRAPHIE

- 1 K. Sasse, J. Jose et J.C. Merlin, Détermination of low-vapour pressure by a static method. Heavy alkanes and polycyclic hydrocarbons. *Fluid Phase Equil.*, 42 (1988) 287.
- 2 K. Sasse, J. N'Guimbi, J. Jose et J.C. Merlin, Tension de vapeur d'hydrocarbures polyaromatiques dans le domaine 10^{-3} -10 Torr. *Thermochim. Acta*, 146 (1989) 53-61.
- 3 5th Int. IUPAC Workshop on Vapor-Liquid Equilibria in 1-Alkanol + *n*-Alkane Mixtures 7-8 sept. 1989, GRADISCA D'ISONZO. *Fluid Phase Equil.*, 56 (1990).
- 4 B.D. Buford, Smith et R. Srivastava, *Thermodynamic Data for Pure Compounds*, Part. B, Elsevier, 1986, pp. 332-333, 386-387, 454-455, 478-479, 498-499, 508-509.
- 5 F. Hovorka, H.P. Lankelma et S. Standford, *J. Am. Chem. Soc.*, 60 (1938) 820.
- 6 J.A.V. Butler, C.N. Ramchandani et D.W. Thomson, *J. Chem. Soc.*, (1935) 280.
- 7 G. Geiseler, J. Fruwert et R. Huttig, *Chem. Ber.*, 99 (1966) 1954.
- 8 D. Ambrose, J.H. Ellender et C.H.S. Spake, *J. Chem. Thermodyn.*, 6 (1974) 909-914.
- 9 M. Davies et B. Hybett, *Trans. Faraday Soc.*, 61 (1965) 1608.
- 10 G. Geiseler, K. Quitzsch, J. Hesselbach et R. Huttig, *Z. Phys. Chem.*, 220 (1962) 79.