

République Algérienne Démocratique et Populaire  
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université Abderrahmane MIRA - Béjaïa

Faculté de la Technologie

*Département de Génie Mécanique*

## **Mémoire**

En vue de l'obtention du Diplôme de Magister en  
Génie Mécanique  
Option : Énergétique et Rhéologie

Réalisé par :

**GUELAACHE Abdelmadjid**

**Thème :**

*Modélisation des propriétés thermodynamiques  
des fluides frigorigènes-Application à l'analyse  
exergétique des installations frigorifiques*

**Devant le Jury composé de :**

Président : H. BECHIR

Professeur Université A. MIRA- Béjaïa

Examineur : A. TAHAKOURT

Maître de Conférences Université A. MIRA- Béjaïa

Examineur : K. MANSOURI

Maître de Conférences Université M. BOUGUERRA-  
Boumerdés

Rapporteur : D. SADAoui

Maître de Conférences Université A. MIRA- Béjaïa

Invité : A. DJERRADA

Docteur Université A. MIRA- Béjaïa

**18-Octobre-2008**

# *Remerciements*

*Au seuil de ce travail il m'est particulièrement agréable d'exprimer ici ma reconnaissance envers tous ceux qui ont rendu possible ce travail.*

*Je remercie Dieu, le tout puissant, de m'avoir accordé santé, volonté, courage et patience qui m'ont été utiles tout au long de mon parcours.*

*Je tiens à remercier ma famille pour leur dévouement, leur encouragement, et leur soutien inconditionnel durant toutes ces longues années d'études*

*Je remercie le président et les membres du jury pour l'honneur qu'ils m'ont fait en acceptant de juger ce travail, et pour l'intérêt qu'ils ont porté à ce dernier, en particulier mes encadreurs Mr. DJERRADA et Mr.SADAOUI.*

*Je tiens à remercier vivement toute personne qui m'a aidé de près ou de loin à élaborer, à réaliser et à accomplir ce travail.*

*En fin, je tiens à exprimer ma reconnaissance absolue à tous mes amis(es) Chifi, Fateh, Kamel, Salim, Ferhat, Nassim, Zahir, Mouh, Lounis , Amine M.P, Zinedine, Touta et Nina pour leur soutien moral et matériel.*

# Dedicaces

*Je dédie ce présent travail*

*En premier*

*A mes chers parents qu'ils trouvent ici un témoignage de mon respect et ma  
profonde reconnaissance pour tout ce qu'ils ont fait pour moi*

*A tous mes frères, sœurs en particulier à l'âme de ma sœur Dalila, et à moi  
même.*

*A tous mes cousins, et oncles*

*A tous mes amis (es)*

*A  
Soussou*

*Madjid*

## Nomenclature

CA : facteur de Carnot.

$C_p$  : chaleur spécifique à pression constante du gaz [kJ/kg.K].

$C_v$  : chaleur spécifique à volume constante du gaz [kJ/kg.K].

$\dot{D}$  : perte exergetique [kW].

E : énergie totale massique [kJ].

$E_x$  : exergie massique [kJ/kg].

$\dot{E}_x$  : puissance exergie [kW].

h : enthalpie massique [kJ/kg].

L : chaleur latente [kJ/kg.K].

m : masse [kg].

$\dot{m}$  : débit massique [kg/s].

P : pression [kPa].

Q : chaleur [kJ].

$\dot{Q}$  : Puissance reçue par le système sous forme de chaleur [kW].

R : constante du gaz [kJ/kg.K].

s : entropie massique [kJ/kg.K].

T : température [K].

u : énergie interne massique [kJ/kg].

V : volume massique [m<sup>3</sup>/kg].

$\dot{W}$  : Puissance reçue par le système sous forme de travail [kW].

## Lettres grecques :

$\rho$  : masse volumique [kg/m<sup>3</sup>].

$\varepsilon$  : efficacité.

$\eta$  : rendement exergetique.

$\psi$  : pertes exergetiques en valeur relative.

$\phi$  : puissance frigorifique [kW].

## **Indice**

a : état atmosphérique.

BP : basse pression.

BT : basse température.

c : critique.

cond : condensation.

eff : effective.

evap : évaporation.

f : fluide.

HP : haute pression.

HT : haute température.

i : machine.

j : source.

k : section.

l : état liquide.

r : réduit.

ref : état de référence.

rev : réversible.

Sat : état saturé.

syst : système.

v : état vapeur.

## *Table des matières*

<i>Introduction générale</i> .....	1
<i>Chapitre I : Etude bibliographique</i>	
I.1 Les fluides frigorigènes .....	3
I.1.1 Introduction .....	3
I.1.2 Nomenclature des fluides frigorigènes.....	3
I.1.3 Les fluides frigorigènes et l'environnement .....	7
I.1.3.1 Le GWP.....	7
I.1.3.2 L'ODP .....	8
I.1.3.3 L'ammoniac .....	8
I.1.3.4 Le dioxyde de carbone .....	8
I.1.3.5 Les HCFC et CFC .....	9
I.1.3.6 Protocole de Montréal .....	9
I.1.3.7 Les hydrocarbures (HC) .....	9
I.1.3.8 Les HFC .....	9
I.1.4 Fluides frigorigènes de transition et fluides frigorigènes de substitution .....	9
I.2 Les équations d'état .....	11
I.2.1 Equation d'état de Van der Waals .....	11
I.2.2 Equation d'état de viriel .....	11
I.2.3 Equation de Benedict-Webb-Rubin (BWR).....	12

I.2.4	Equations cubiques .....	12
I.2.5	Equation d'état basée sur l'énergie d' Helmholtz .....	13
I.2.6	Equation d'état de Martin et Hou .....	13
I.3	Théorie de l'exergie .....	14
I.4	Digrammes thermodynamiques .....	15
I.4.1	principaux types de diagrammes .....	15
I.5	Conclusion .....	16
 <b><i>Chapitre II : Modélisation des propriétés thermodynamiques des fluides frigorigènes</i></b>		
II.1	Equations de base du modèle retenu .....	17
II.1.1	Equation d'état de la vapeur .....	17
II.1.2	Equation de la pression de vapeur saturante .....	18
II.1.3	Chaleur spécifique du gaz à l'état parfait .....	20
II.1.4	La masse volumique du liquide saturant .....	21
II.2	Relations permettant le calcul des fonctions d'états thermodynamiques .....	21
II.2.1	Chaleur latente de vaporisation .....	21
II.2.2	Chaleur massique isobare $C_p$ et isochore $C_v$ en phase gazeuse .....	22
II.2.3	Equation de l'enthalpie massique (h) et de l'entropie massiques (s) .....	23
II.2.3.1	Equation de l'enthalpie massique (h) .....	23
II.2.3.2	Equation de l'entropie massique (s) .....	24
II.2.4	Méthode itérative d'inversion .....	26
II.3	Tables thermodynamiques et diagrammes exergetiques .....	26
II.3.1	Génération des tables thermodynamiques .....	26
II.3.2	Tracé des diagrammes exergetiques .....	30
II.4	Conclusion .....	39

### ***Chapitre III : Analyse exergetique***

Introduction .....	40
III.1 Approche énergetique.....	40
III.1.1 Premier principe de la thermodynamique .....	40
III.1.2 Deuxieme principe de la thermodynamique .....	42
III.1.3 Rendement thermique – Efficacite .....	43
III.2 Approche exergetique .....	44
III.2.1 L'exergie .....	44
III.2.2 Bilan exergetique .....	45
III.2.3 Rendement exergetique .....	46
III.3 Conclusion.....	46

### ***Chapitre IV : Application aux installations frigorifiques***

IV.1 Installation frigorifique à deux étages de compression .....	47
IV.1.1 Description .....	47
IV.1.2 Hypothèses .....	47
IV.1.3 Données .....	48
IV.1.4 Etat thermodynamique des différents points du cycle .....	48
IV.1.5 Tracé du cycle sur le diagramme exergetique .....	50
IV.1.6 Analyse exergetique des éléments de l'installation .....	51
IV.1.6.1 Analyse exergetique de compresseur BP .....	51
IV.1.6.2 Analyse exergetique de compresseur HP .....	53
IV.1.6.3 Analyse exergetique du condenseur .....	54
IV.1.6.4 Analyse exergetique de la détente .....	56
IV.1.6.5 Analyse exergetique de l'évaporateur .....	57
IV.1.6.6 analyse exergetique de la bouteille intermediaire .....	59



IV.1.6.7 Analyse exergetique de l'échangeur de surchauffe et sous-refroidissement .....	60
IV.1.7 Analyse de l'installation complète .....	61
IV.2 Installation frigorifique fonctionnant en cascade .....	62
IV.2.1 Hypothèses .....	63
IV.2.2 Données .....	63
IV.2.3 Etats thermodynamiques des différents points du cycle .....	63
IV.2.4 Tracé du cycle exergetique de la cellule basse température .....	65
IV.2.5 Tracé du cycle exergetique de la cellule haute température .....	66
IV.2.6 Analyse exergetique des éléments de l'installation .....	68
IV.2.6.1 Analyse exergetique de compresseur BP .....	68
IV.2.6.2 Analyse exergetique de compresseur HP .....	70
IV.2.6.3 Analyse exergetique du condenseur .....	72
IV.2.6.4 Analyse exergetique de la détente .....	73
IV.2.6.5 Analyse exergetique de l'évaporateur .....	75
IV.2.6.6 analyse exergetique de l'évapo-condenseur .....	77
IV. 2.6.7 Analyse exergetique de l'échangeur BT .....	78
IV. 2.6.8 Analyse exergetique de l'échangeur HT .....	79
IV.2.7 Analyse de l'installation complète .....	80
IV.3 Conclusion .....	80
<b>Conclusion générale</b> .....	81
<b>Bibliographie</b> .....	83
<b>Annexe</b>	
<b>Résumé</b>	

# **Introduction générale**

## Introduction générale

Le froid est devenu une forme d'énergie importante dans notre société. Il est utilisé dans un grand nombre de secteurs et sous nombreuses formes (conservation de denrées périssables, climatisation, refroidissement de procédés industriels et autres).

Le froid peut être produit grâce à une très grande variété de procédés. Cependant, les cycles à compression mécanique de vapeur sont les plus répandus. Ces derniers nécessitent en effet, pour leur fonctionnement, l'utilisation de fluides frigorigènes, qui ont généralement des impacts néfastes sur l'environnement. Les chlorofluorocarbures (CFC), ainsi que les hydrochlorofluorocarbures (HCFC), considérés jusqu'aux années 80 comme réfrigérants miracles en raison de leurs excellentes propriétés physiques, ne peuvent être utilisés en raison de leur capacité de destruction de la couche d'ozone. De plus, même les fluides de remplacement (HFC) n'en demeurent pas moins dangereux pour l'effet de serre.

L'analyse des systèmes énergétiques est très souvent réalisée uniquement à l'aide du premier principe de la thermodynamique dit principe de l'équivalence, qui met en évidence les pertes dues aux interactions avec l'environnement à travers la frontière du système. Cette méthode s'avère insuffisante puisqu'elle ne s'intéresse pas à la dégradation de l'énergie due aux transformations internes. Le deuxième principe apporte de sérieuses restrictions au premier principe. Il exprime le fait que toutes les formes d'énergie ne sont pas équivalentes, il permet de qualifier les transformations subies par le système en évaluant leurs irréversibilités.

Dès lors, il semble intéressant de généraliser l'application de ce second principe à l'étude pratique des systèmes.

Des chercheurs se sont penchés sur cette difficulté depuis quelques années, introduisant entre autres, le concept de l'exergie, défini à partir du premier et du second principe de la thermodynamique. L'analyse exergetique permet de prendre en compte simultanément la quantité et la qualité des interactions énergétiques du système et de son environnement, en d'autres termes elle permet la quantification des irréversibilités du process.

L'objet de cette étude est le développement de l'analyse exergetique par la modélisation des propriétés thermodynamiques des quatre fluides frigorigènes de substitution, le R134a (tétrafluoroéthane) et le R23 (trifluorométhane) qui sont deux fluides purs, le R410A et R508B qui sont respectivement deux mélanges zéotropique et azéotropique.

Après avoir obtenu les résultats de la modélisation des propriétés thermodynamiques des quatre fluides frigorigènes cités auparavant sous formes des fichiers informatiques, nous

allons représenter ces résultats dans des diagrammes exergetiques, et enfin nous illustrerons la mise en œuvre de ces diagrammes exergetiques par deux applications.

Cette étude sera présentée suivant quatre chapitres que nous résumerons comme suit :

Le premier chapitre est consacré à l'étude bibliographique, qui nous renseigne sur l'état de l'art inhérent à ce sujet.

Le deuxième chapitre traite de la modélisation des propriétés thermodynamiques des quatre fluides frigorigènes présentés ci-dessus. L'objectif de ce chapitre est le développement d'une méthode du calcul des propriétés thermodynamiques de ces fluides frigorigènes, sur la base de l'équation d'état de Martin-Hou.

Le troisième chapitre est consacré à la présentation générale de la théorie de l'exergie. Cette théorie découle de la combinaison du premier et du second principe de la thermodynamique. Nous présenterons l'approche exergetique qui nous renseigne sur le degré d'imperfection (irréversibilités) des systèmes thermodynamiques, et sur la notion du rendement thermodynamique.

Le quatrième chapitre est l'application de la théorie de l'exergie aux installations frigorifiques. Au cours de ce chapitre, nous illustrerons la démarche à suivre pour l'analyse exergetique d'un procédé thermodynamique appuyée par une représentation graphique sur des diagrammes exergetiques que nous avons mis au point.

Enfin, nous présenterons une conclusion générale, dans laquelle nous résumerons nos déductions et où nous proposerons quelques perspectives qui peuvent faire l'objet de la continuité de ce travail.

# Chapitre I :

*Etude bibliographique*

## I.1 Les fluides frigorigènes

### I.1.1 Introduction

L'eau est le premier fluide frigorigène utilisé par l'homme, malheureusement il ne permet pas de produire du froid à des basses températures. En 1834 [1] l'Américain Jacob Perkins a introduit l'oxyde d'éthyle comme fluide frigorigène mais ce n'est qu'en 1876 [2] que Carl von Linde, grâce à l'utilisation de l'ammoniac permit le véritable démarrage des installations frigorifiques à compression mécanique de vapeur. Le vingtième siècle a vu le développement de la chaîne du froid en introduisant les hydrocarbures, le dioxyde de carbone ainsi que le dioxyde de soufre comme fluides frigorigènes. Malheureusement tous ces fluides présentés sont soit toxiques, soit inflammables et c'est dans les années trente que les chimistes ont proposé les dérivés chlorofluorés du méthane et de l'éthane comme fluides frigorigènes.

Le choix d'un fluide frigorigène s'effectue sur la base de nombreux paramètres [1]:

- Paramètres thermodynamiques (température, pression, etc.).
- Paramètres de sécurité (toxicité, inflammabilité, etc.).
- Paramètres écologiques (potentiel d'action sur l'ozone stratosphérique, potentiel d'action sur l'effet de serre).
- Paramètres de comportement (vis-à-vis des matériaux constitutifs de l'installation, des huiles etc.).
- Paramètres économiques : ils concernent principalement le coût du fluide frigorigène.
- Paramètre de disponibilité, résultant de ce que certains fluides frigorigènes bien qu'encore actuellement fabriqués risquent de ne plus l'être à une date plus rapprochée de celle actuellement connue pour l'arrêt de leur fabrication.

### I.1.2 Nomenclature des fluides frigorigènes

Les fluides frigorigènes actuellement utilisés, qu'il s'agisse d'un fluide frigorigène dont la fabrication est interdite depuis le 31 décembre 1994, d'un fluide frigorigène de transition ou d'un fluide frigorigène de substitution sont [1] :

- Soit des composés inorganiques purs comme l'ammoniac ( $\text{NH}_3$  ou R 717).
- Soit des composés organiques purs comme par exemple le tétrafluoroéthane ( $\text{C}_2\text{H}_2\text{F}_4$  ou R134a).
- Soit des mélanges azéotropiques qui se composent de plusieurs fluides frigorigènes purs et se comportent comme un fluide frigorigène à un seul composant. C'est-à-dire

que leur vapeur saturée a la même composition que le liquide, d'où il en résulte qu'ils s'évaporent et se condensent à une température constante pour une pression donnée.

- Soit des mélanges zéotropiques (ou non azéotropiques) qui se composent de plusieurs fluides frigorigènes purs qui ne se comportent plus comme un fluide frigorigène à un seul composant, du fait que lors de la vaporisation, il y a enrichissement de la vapeur et par conséquent également changement de composition du liquide à l'ébullition. Il en résulte que durant toute la phase de vaporisation, il y a augmentation régulière de la température bien que la pression reste constante. Cette augmentation de température est appelée « glissement de température » (ou « glide » dans la littérature anglaise). Lors du phénomène de condensation, il y a également changement de composition du liquide d'où là encore « glissement de température » généralement plus faible que celui qui a lieu à l'évaporateur.

La nomenclature et la formule chimique de différentes familles de fluides frigorigènes sont données dans le tableau ci-dessous:

<b>Fluides frigorigènes</b>	<b>Nomenclature d'après le système international</b>	<b>Formule chimique</b>	<b>Fluides frigorigènes</b>	<b>Nomenclature d'après le système international</b>	<b>Formule chimique</b>
Air	R729	-	Argon	R740	Ar
Eau	R718	H <sub>2</sub> O	Hexafluorure sulfuré	R846	SF <sub>6</sub>
Dioxyde de carbone	R744	CO <sub>2</sub>	Méthane	R50	CH <sub>4</sub>
Ammoniac	R717	NH <sub>3</sub>	Ethane	R170	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>
Dioxyde de soufre	R764	SO <sub>2</sub>	Propane	R290	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>
Hydrogène	R702	H <sub>2</sub>	Butane	R600	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
Hélium	R704	He	Isobutane	R600a	CH(CH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub>
Néon	R720	Ne	Ethylène	R1150	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>
Azote	R728	N <sub>2</sub>	Propylène	R1270	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>
Oxygène	R732	O <sub>2</sub>			

**Tableau I.1.1 Nomenclature et formule chimique de réfrigérants naturels [2].**

Fluides frigorigènes	Nomenclature d'après le système international	Formule chimique	Fluides frigorigènes	Nomenclature d'après le système international	Formule chimique
Fluides zéotropiques	R401A	R22(53%)+ R152(13%)+ R124(24%)	Fluides zéotropiques	R407C	R32(23%)+ R125(25%)+ R134a(52%)
	R401B	R22(61%)+ R152(11%)+ R124(28%)		R402A	R22(38%)+ R125(60%)+ R290(2%)
	R401C	R22(33%)+ R152(15%)+ R124(52%)		R402B	R22(60%)+ R125(38%)+ R290(2%)
	R409A	R22(60%)+ R124(25%)+ R124b(15%)		R408A	R22(44%)+ R143a(4%)+ R125(52%)
	C10M1	R125(44%)+ R143a(52%)+ R134a(4%)		R403B	R22(56%)+ R218(39%)+ R290(5%)
	R404A	R125(44%)+ R143a(52%)+ R134a(4%)		R407A	R32(20%)+ R125(40%)+ R134a(40%)

**Tableau I.1.2 Nomenclature et formule chimique des dérivées halogénées à la composition de la zéotropie [2].**

	Nomenclature d'après le système international	Formule chimique		Nomenclature d'après le système international	Formule chimique
<b>Fluides frigorigènes</b>	R10	CCl <sub>4</sub>	<b>Fluides frigorigènes</b>	R504	R32(48,2%)+ R115(51,8%)
	R11	CCl <sub>3</sub> F		R114a	CCl <sub>2</sub> FCF <sub>3</sub>
	R12	CCl <sub>2</sub> F <sub>2</sub>		R114B2	CBrF <sub>2</sub> CBrF <sub>2</sub>
	R13	CF <sub>3</sub> Cl		R115	CCl <sub>2</sub> F <sub>2</sub> CF <sub>3</sub>
	R14	CF <sub>4</sub>		R116	C <sub>2</sub> F <sub>6</sub>
	R13B1	CF <sub>3</sub> Br		R120	C <sub>2</sub> HCl <sub>5</sub>
	R20	CHCl <sub>3</sub>		R123	C <sub>2</sub> HCl <sub>2</sub> F <sub>3</sub>
	R21	CHCl <sub>2</sub> F		R124	C <sub>2</sub> HClF <sub>4</sub>
	R22	CHClF <sub>2</sub>		R124a	CHF <sub>2</sub> CCl <sub>2</sub> F <sub>2</sub>
	R23	CHF <sub>3</sub>		R125	CHF <sub>2</sub> CF <sub>3</sub>
	R30	CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>		R133a	CH <sub>2</sub> ClCF <sub>3</sub>
	R31	CH <sub>2</sub> ClF <sub>2</sub>		R134a	CF <sub>3</sub> CFH <sub>2</sub>
	R32	CH <sub>2</sub> F <sub>2</sub>		R140a	CH <sub>3</sub> CCl <sub>3</sub>
	R40	CH <sub>3</sub> Cl		R142b	CH <sub>3</sub> CClF <sub>2</sub>
	R41	CH <sub>3</sub> F		R143a	CH <sub>3</sub> CF <sub>3</sub>
	R110	C <sub>2</sub> Cl <sub>6</sub>		R150a	CH <sub>3</sub> CHCl <sub>2</sub>
	R111	C <sub>2</sub> FCl <sub>5</sub>		R152a	CH <sub>3</sub> CHF <sub>2</sub>



	R112	$C_2F_2Cl_4$		R160	$CH_3CH_2Cl$
	R112a	$CCl_3CClF_2$		R218	$C_3F_8$
	R113	$CCl_2FCClF_2$		RC316	$C_4Cl_2F_6$
	R113a	$CCl_3CF_3$		RC317	$C_4ClF_7$
	R114	$CClF_2CClF_2$		RC318	$C_4F_8$
	R500	R112(73,8%)+ R152a(26,2%)		R505	R12(78%)+ R31(22%)
	R501	R22(75%)+ R12(25%)		R506	R31(55,1%)+ R114(44,9%)
	R502	R22(48,8%)+ R115(51,2%)		R507	R125(50%)+ R143(50%)
	R503	R23(40,1%)+ R13(59,9%)		R508	R23(46%)+ R116b(54%)

**Tableau I.1.3 Nomenclature et formule chimique des dérivés halogénés [2].**

La désignation numérique des différents fluides frigorigènes répond à des règles tantôt précises tantôt imprécises, mais dans tous les cas, la désignation des fluides frigorigènes commence par la lettre R « réfrigérant en anglais ». Les règles sont les suivantes [1] :

▪ **Les hydrocarbures de la série des alcanes et leurs dérivés halogénés**

Ils sont désignés sur **Rxyz**, le chiffre des centaines **x** représente le nombre des atomes de carbone moins 1, le chiffre des dizaines **y** celui des atomes d'hydrogènes plus 1 et le chiffre des unités celui des atomes de fluor (exemple R23).

Lorsqu' il y a présence de brome (exemple R13B1), on fait suivre le numéro de fluide frigorigène de la lettre B elle-même suivie du nombre d'atome de brome, et lorsque la molécule peut donner lieu à des isomères, une lettre minuscule est utilisée pour caractériser la symétrie de la molécule (exemple R134a). [3]

▪ **Les alcènes et leurs dérivés halogénés**

Le mode de désignation numérique est le même que précédemment mais on ajoute le 1 pour le chiffre des milles (exemple R1150). [1]

▪ **Les hydrocarbures cyclés et leurs dérivés cyclés**

On emploie toujours la lettre C devant le numéro d'identification (exemple RC 270). [1]

- **Les composés organiques divers**

La série 600 leur est attribuée, le numéro donné à chaque fluide étant arbitraire (exemple R630 pour le méthylamine).

- **Les composés inorganiques divers**

La série 700 leur est attribuée et pour obtenir le numéro d'identification du fluide frigorigène, on ajoute 700 à sa masse moléculaire (exemple R717 pour l'ammoniac).

- **Les mélanges azéotropiques**

La série 500 leur est attribuée, les numéros d'identification étant là aussi arbitraires (exemple R502).

- **Les mélanges zéotropiques**

La série 400 leur est attribuée, les numéros d'identification étant toujours arbitraires (exemple R404A).

En ce qui concerne les mélanges azéotropiques et zéotropiques, le numéro d'identification arbitraire qui leur est attribué correspond en fait au numéro d'enregistrement par l'ASHRAE (American Society of heating, refrigerating and air-conditioning engineers). [1] C'est parmi la catégorie des composés organiques que l'on trouve les fluides frigorigènes les plus courants à savoir :

- Les hydrocarbures bihalogénés fluorés partiellement substitués ou chlorofluorocarbure (CFC).
- Les hydrocarbures bihalogénés fluorés et chlorés partiellement substitués ou hydrochlorofluorocarbures (HCFC).
- Les hydrocarbures monohalogénés simplement fluorés et partiellement substitués ou hydrofluorocarbures (HFC).

### **I.1.3 Les fluides frigorigènes et l'environnement**

#### **I.1.3.1 Le GWP**

L'effet de serre est le réchauffement de l'atmosphère sous l'effet de rayons solaires en présence de certains gaz. C'est le GWP (Global Warming Potential) qui permet de mesurer le potentiel d'un gaz à contribuer à l'effet de serre. Cependant, il est important de prendre en considération la durée de vie du gaz dans l'atmosphère (DPA) et ses quantités produites [2].

Le GWP (Global Warming Potentiel) exprime le potentiel de réchauffement d'un gaz à effet de serre comparé à celui de dioxyde de carbone. Le GWP est fonction de deux paramètres : la durée de présence atmosphérique (DPA) de la substance concernée et ses caractéristiques radiatives [2].

Dans l'évaluation de l'impact sur l'environnement des fluides frigorigènes, il ne faut pas se laisser abuser par le seul GWP. En effet, celui-ci ne représente que l'impact direct sur l'effet de serre. Il existe aussi un effet indirect lié à la consommation énergétique de l'équipement considéré. Pour quantifier l'impact total sur l'effet de serre, un autre indicateur a été introduit. Il s'agit du TEWI (Total Equivalent Warming Impact) qui veut dire « effet de serre équivalent total » [3].

### **I.1.3.2 L'ODP**

L'ODP (Ozone Depletion Potentiel) qui se traduit par « potentiel d'appauvrissement de la couche d'ozone » ; ceci rend compte des conséquences sur la couche d'ozone de l'émission de 1 kg de fluide frigorigène, comparées à celles de l'émission d'un kg de R-11. Les CFC ont un ODP proche de 1 ce qui correspond à un très fort impact sur la couche d'ozone [3].

### **I.1.3.3 L'ammoniac**

L'ammoniac est très dangereux et toxique. Il est très soluble dans l'eau (31% en poids à 20°C). La dissolution s'accompagne d'un dégagement de chaleur. De plus il attaque le cuivre. C'est un gaz relativement peu inflammable mais il forme des mélanges explosifs avec l'air. Il est très toxique pour l'homme (problèmes respiratoires), et il attaque différents types de matériaux (plastiques, caoutchoucs). C'est pourquoi il ne peut être utilisé que pour les applications industrielles où un contrôle rigoureux est exigé. L'utilisation élargie de l'ammoniac en tant que réfrigérant nécessiterait une révision complète de la technique industrielle de réfrigération. L'avantage de l'ammoniac c'est qu'il ne concourt ni à l'altération de la couche d'ozone ni à l'effet de serre, son ODP est nul de même que son GWP.

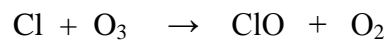
### **I.1.3.4 Le dioxyde de carbone**

Le dioxyde de carbone (CO<sub>2</sub>) présente l'avantage d'être un fluide naturel avec un GWP ,3260 fois inférieur à celui du R404a. Il est ininflammable et non toxique. Le CO<sub>2</sub> peut être utilisé en mélange avec des HFC comme agent d'extinction et comme fluide frigorigène.

### **I.1.3.5 Les HCFC et CFC**

Les HCFC et CFC ont un impact très néfaste sur la couche d'ozone, qui est une mince bande de la stratosphère qui filtre les rayons provenant du soleil. Il y a 30 ans, Rowland et Molina ont montré que les émissions de composés chimiques contenant du chlore pouvaient détériorer la couche d'ozone stratosphérique [2].

Les CFC ont à l'origine de la destruction de la couche d'ozone en se décomposant avec les rayons ultraviolets pour dégager des atomes de chlore qui réagissent avec l'ozone suivant la réaction :



### **I.1.3.6 Protocole de Montréal**

En 1987, le protocole de Montréal relatif à des substances qui appauvrissent la couche d'ozone a finalement été arrêté après une série de réunions et de négociations. Son objectif final est l'élimination des substances qui appauvrissent la couche d'ozone.

Les signataires ont décrété l'arrêt des productions des CFC, HCFC et d'autres bromochlorocarbures avant le 31/12/1995. De nos jours, seuls les HFC sont habilités à être encore utilisés, on les appelle les substituts des CFC et HCFC. [2]

### **I.1.3.7 Les hydrocarbures (HC)**

Les HC n'ont pas d'effet sur la couche d'ozone. Leur potentiel d'effet de serre reste faible (GWP), mais les mesures de sécurité que les utilisateurs doivent employer peuvent faire accroître la consommation d'énergie et donc l'augmentation des émissions du CO<sub>2</sub>. L'inconvénient est leur contribution à la pollution urbaine, et leur inflammabilité.

### **I.1.3.8 Les HFC**

Les HFC sont les fluides frigorigènes de substitution qui présentent une très grande efficacité énergétique, ils sont passifs vis-à-vis de la couche d'ozone. Malheureusement, ils favorisent le réchauffement climatique, car leur GWP est très élevé bien que leur durée de vie dans l'atmosphère soit beaucoup plus courte par rapport aux autres gaz à effet de serre.

## **I.1.4 Fluides frigorigènes de transition et fluides frigorigènes de substitution**

Nous avons précisé aux paragraphes précédents que les CFC concourent fortement à la destruction de la couche d'ozone, que les HCFC concourent nettement moins à cette destruction et qu'enfin les HFC n'altèrent pas du tout la couche d'ozone. C'est ce qui explique que, bien qu'ils aient un impact sur l'effet de serre tout comme les CFC et les HCFC

les HFC seront , mis à part les fluides frigorigènes naturels , les fluides frigorigènes les plus utilisés.

Le tableau suivant illustre les différents fluides de transition et de substitution :

Fluide frigorigène	T/S	Composition	Fluide remplacé
R23	S	CHF <sub>3</sub>	R13, R503
R32	S	CH <sub>2</sub> F <sub>2</sub>	Composant mélange
R125	S	CHF <sub>2</sub> CF <sub>3</sub>	R502
R134a	S	CF <sub>3</sub> CFH <sub>2</sub>	R12
R143a	S	CH <sub>3</sub> CF <sub>3</sub>	R502
R404A	S	R134a, R143a, R125	R502, R22
R407B	S	R32, R125, R134a	R502
R407C	S	R32, R125, R134a	R22
R410A	S	R32, R125	R22
R410B	S	R32, R125	R22
R413A	S	R134a, R218, R600a	R12
R22	T	CHClF <sub>2</sub>	R502
R123	T	C <sub>2</sub> HCl <sub>2</sub> F <sub>3</sub>	R11
R124	T	C <sub>2</sub> HClF <sub>4</sub>	R114
R142b	T	CH <sub>3</sub> CClF <sub>2</sub>	R114
R408A	T	R125, R143a, R22	R502
R409A	T	R142b, R124, R22	R12
R409B	T	R142b, R124, R22	R500
R401A	T	R124, R152a, R22	R12
R401B	T	R124, R152a, R22	R500
R401C	T	R124, R152a, R22	R12
R402A	T	R125, R22	R502
R402B	T	R125, R22	R502
R403A	T	R22, R218, R290	R502
R403B	T	R22, R218, R290	R502, R13B

**Tableau I.1.4 Fluides frigorigènes de transition et de substitution [4]**

S : fluide de substitution.

T : fluide de transition.

La connaissance des grandeurs physiques de ces fluides frigorigènes est très importante. Elle est primordiale pour la compréhension des transformations thermodynamiques que subit le frigorigène, et pour représenter fidèlement ces propriétés thermodynamiques. Divers chercheurs ont proposé plusieurs modèles thermodynamiques qui prennent en compte les comportements des différents fluides frigorigènes.

## I.2 Les équations d'état

Divers chercheurs ont tenté d'établir des modèles répondant au comportement de ces différents fluides. Les premiers essais réalisés au 19<sup>ème</sup> siècle concernant l'étude des gaz. Le premier modèle thermodynamique qui a permis de comprendre le comportement des gaz est le modèle des gaz parfait dont l'équation d'état est :

$$PV = RT .$$

Malheureusement ce modèle adapté uniquement aux gaz aux basses pressions ou hautes températures. Il ne tient pas compte du volume propre des molécules et des forces inter-moléculaires.

### I.2.1 Equation d'état de Van der Waals

Plus tard en 1873 Van der Waals [5] a tenté de prendre en compte les interactions entre les molécules. Ce modèle fut le premier à traduire l'existence d'un changement de phase liquide-vapeur et à rendre compte de l'existence de force de répulsion et d'attraction, l'équation d'état correspondante est :

$$P = \frac{rT}{V - b} - \frac{a}{V^2}$$

Ou :

a, b et r sont des constantes caractéristiques du fluide.

Au fil de temps, beaucoup de chercheurs ont procédé à l'amélioration de l'équation de Van der Waals, en y rajoutant des termes attractifs.

### I.2.2 Equation d'état de viriel

L'équation d'état de viriel qui découle aussi de la théorie cinétique des gaz associée à un modèle de potentiel d'interaction moléculaire (potentiels des forces intermoléculaires de Lennard-Jones (1937)) qui a la forme suivante [5] :

$$Z = \frac{PV}{rT} = 1 + \frac{B}{V} + \frac{C}{V^2} + \dots$$

Les coefficients B, C,...etc, sont des fonctions de la température qui peuvent être calculés à partir du potentiel de Lennard-Jones.

Quand le volume tend vers l'infini le model de viriel se réduit à celui des gaz parfaits.

### I.2.3 Equation de Benedict-Webb-Rubin (BWR)

L'application du principe des états correspondant à une famille de fluide , qui fut appliquée par Pitzer (1955) pour les fluides apolaires (Lee et Kesler 1975) [6], puis plus récemment par Wu et Stiel (1985) pour les fluides polaires [6]. Il existe aussi des équations d'état semi-empiriques c'est le cas de l'équation de Benedict-Webb-Rubin (BWR) (1951) qui de la forme suivante : [7]

$$P = \frac{rT}{V} + \left( B_0 rT - A_0 - \frac{C_0}{T^2} \right) \frac{1}{V^2} + (brT - a) \frac{1}{V^3} + \frac{a\alpha}{V^6} + \frac{c \left( 1 + \frac{\gamma}{V^2} \right)}{T^2} \frac{1}{V^3} E^{-\frac{\gamma}{V^2}}$$

Où les différents paramètres sont déterminés expérimentalement. On peut remarquer que le premier terme de cette équation est le même que celui des gaz parfaits.

### I.2.4 Equations cubiques

En 1980, Schmidt et Wenzel [2] ont donné une expression générale des équations cubiques d'expression suivante :

$$P = \frac{rT}{V-b} - \frac{a(T)}{V^2 + \mu bV + wb^2}$$

Les paramètres a et b sont déterminés de la même façon que l'équation de Van der Waals, et les coefficients  $\mu, w$  sont constants et dépendent des paramètres a et b.

Cette dernière équation d'état est la généralisation des équations de Soave, Redlich et Kwong (SRK) (1972), Peng, et Robinson (1976), Harmens et Knapp (1980).

Les valeurs de  $\mu, w$  sont données par le tableau (I.1) pour les différentes cubiques [2]:

Equation d'état	u	w
Van der Waals	0	0
SRK	1	0
Peng et Robinson	2	-1
Harmens et Knapp	c	-(c-1)
Patel et Teja	1+c/b	-c/b

**Tableau I.2.1 Les valeurs de  $\mu, w$  pour les différentes cubiques.**

### I.2.5 Equation d'état basée sur l'énergie d' Helmholtz

Il existe aussi une équation d'état fondamentale qui est très précise pour la détermination des propriétés thermodynamiques des fluides frigorigènes exprimée par l'énergie de Helmholtz de forme générale [8] :

$$\alpha = \frac{A}{RT} = \ln \delta - N \ln \tau + \sum_i N_i \tau^{ii} + \sum_k N_k \tau^{tk} \delta^{dk} \exp(-\gamma \delta^{lk})$$

Où :

$$\tau = \frac{T^*}{T}, \text{ et } \delta = \frac{\rho^*}{\rho}.$$

$T^*$  et  $\rho^*$  : sont des grandeurs réduites.

$N_i$  et  $N_k$  sont des paramètres à déterminer par l'expérience.

Le paramètre  $\gamma$  est défini comme suit :

$$\gamma = \begin{cases} 0 \rightarrow l_k = 0 \\ 1 \rightarrow l_k \neq 0 \end{cases}$$

### I.2.6 Equation d'état de Martin et Hou

En 1955 Martin et Hou ont fait une combinaison de l'équation de Van der Waals et d'autres termes d'attraction pour avoir une équation d'état de la forme suivante [8] :

$$P = \frac{R}{(V-b)} + \sum_{i=2}^5 \frac{A_i + B_i T + C_i \exp(-KT_r)}{(V-b)^i}$$

Où les différents paramètres  $A_1, A_2, A_3, B_1, B_2, C_1, \dots$  etc dépendent du fluide considéré, et sont déterminés expérimentalement.

L'équation d'état de Martin et Hou est applicable seulement à la phase vapeur, elle est utilisée avec l'équation de la pression de vapeur et celle de la masse volumique pour calculer les propriétés thermodynamiques du liquide saturée.

Plusieurs études se sont intéressées à la modélisation des propriétés thermodynamiques des fluides frigorigènes. On retrouve dans la littérature les travaux publiés par « DUPO Suva T-95-ENG » où le modèle est défini pour les fluides frigorigènes purs le R134A [9] et le R23 [10]. Concernant les mélanges frigorigènes « DUPO Suva T-95-ENG » propose un modèle pour le R410A [11] et le R508B [12].

C'est sur la base de ces modèles (prêts à l'emploi) que nous avons construits nos programmes informatiques de calcul des propriétés thermodynamiques. En plus des grandeurs classiques



auxquels se sont intéressés tous ces auteurs nous y avons greffé le calcul de la fonction exergie qui l'outil indispensable pour la détection des irréversibilités thermodynamiques.

### I.3 Théorie de l'exergie

Le Premier Principe de la thermodynamique exprime le bilan des différentes formes d'énergie relatives à un système subissant des transformations quelconques. Il tient compte des divers transferts d'énergie entre ce système et l'extérieur, mais ne prend en considération ni la "qualité" de l'énergie, ni son "niveau". Il considère toutes les transformations comme également possibles. Il ne tient pas compte du caractère d'irréversibilité d'une opération et ne se prononce pas sur la notion d'équilibre. C'est un principe d'équivalence. Or, quant à la "qualité", il n'est pas équivalent de fournir du travail ou de la chaleur. Quant au "niveau", il n'est pas non plus équivalent de fournir de la chaleur à haute ou à basse température.

Le Deuxième Principe de la thermodynamique va permettre de tenir compte de ces différences de "qualité" et de "niveau" de l'énergie. Il va définir le sens privilégié dans lequel les transformations peuvent se dérouler et préciser les conditions d'équilibre de l'état thermodynamique du système.

Il est vrai que le deuxième principe est connu depuis longtemps, puisque c'est en 1824 déjà qu'il a été énoncé par Sadi Carnot. En 1848, Kelvin introduisait la notion de température thermodynamique. En 1850, Clausius coordonnait les premier et deuxième principes. Finalement, en 1865, Clausius introduisait le terme entropie. [7]

Pour mettre en oeuvre le deuxième principe, il faut donc faire appel à la notion d'entropie.

La nécessité impérieuse de mettre en oeuvre simultanément les premier et deuxième principes a conduit à l'élaboration de la théorie de l'exergie.

C'est en 1889 déjà que George Gouy a émis l'idée que la potentialité d'un système au point de vue de la production de travail pouvait être exprimée par une fonction contenant, non seulement l'énergie interne du système, mais encore la température  $T_a$  et la pression  $P_a$  de l'atmosphère extérieur au système lui-même. [7]

Depuis lors, les implications et les conséquences de cette idée ont été étudiées et développées dans différents pays par un certain nombre de chercheurs, sous le terme général de la théorie de l'exergie.

Plusieurs études ont été menées dans le but d'illustrer l'intérêt des diagrammes exergétiques dans l'étude des installations frigorifiques. En 1986 [George Rigot] [13] a introduit la théorie de l'exergie dans l'approche des problèmes énergétiques, il a construit une esquisse d'un diagramme exergétique pour le fluide frigorigène R12, afin de l'appliquer à une

installation frigorifique mono-étagée. En 1999 [Srinivasan et al] [14] ont construit le diagramme exergétique du nitrogène. Une autre étude a été menée en 2003 par [Srinivasan et al] [15] sur l'analyse exergétique de dioxyde de carbone dans les cycles de réfrigération à compression trans-critique de vapeur. Ils existent aussi des études récentes sur l'analyse exergétique des installations frigorifiques [16] [17] [18], mais l'usage des diagrammes exergétiques n'est pas relatée.

## I.4 Diagrammes thermodynamiques

L'utilisation la plus fréquente des données thermodynamiques sous formes des fichiers informatisés a freiné l'exploitation des diagrammes thermodynamiques, qui présentent une alternative très intéressante pour mener une étude au niveau d'avant-projets.

### I.4.1 principaux types de diagrammes

Les principaux diagrammes que nous allons présenter seront relatifs à des diagrammes de vapeur saturée ou sèche d'un corps pur, associées au liquide correspondant.

- **Diagramme entropique (T, S)**

La figure (I.4.1) ci-dessous schématise le diagramme (T, S) de l'eau.

Il s'agit du diagramme classique qui sert à la représentation des cycles thermodynamiques des machines frigorifiques. Il ne se prête pas à la visualisation des pertes thermodynamiques, il convient plutôt à l'analyse énergétique ou thermique.

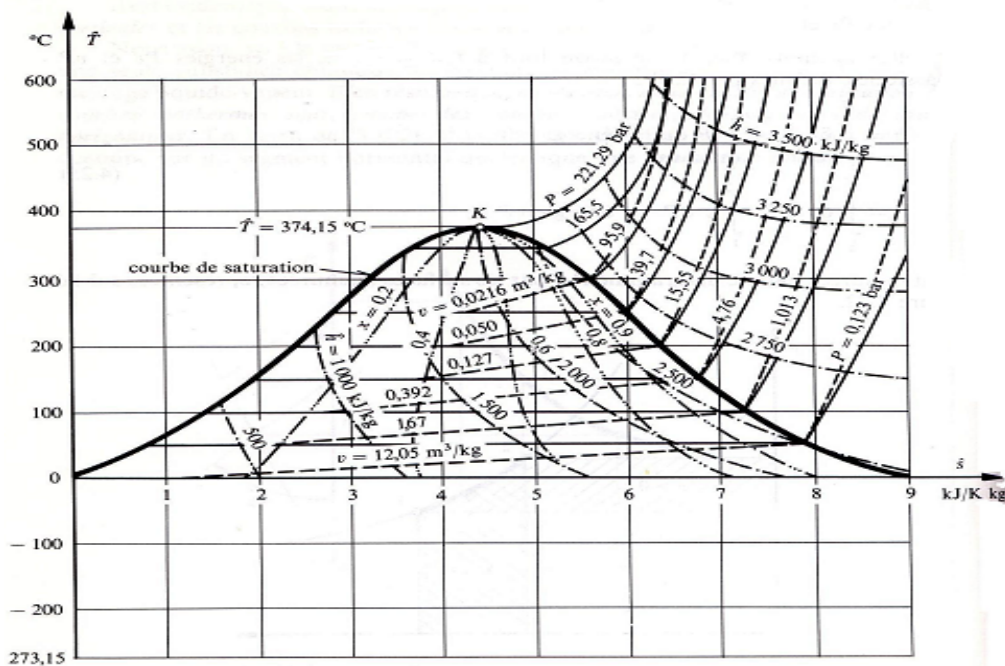
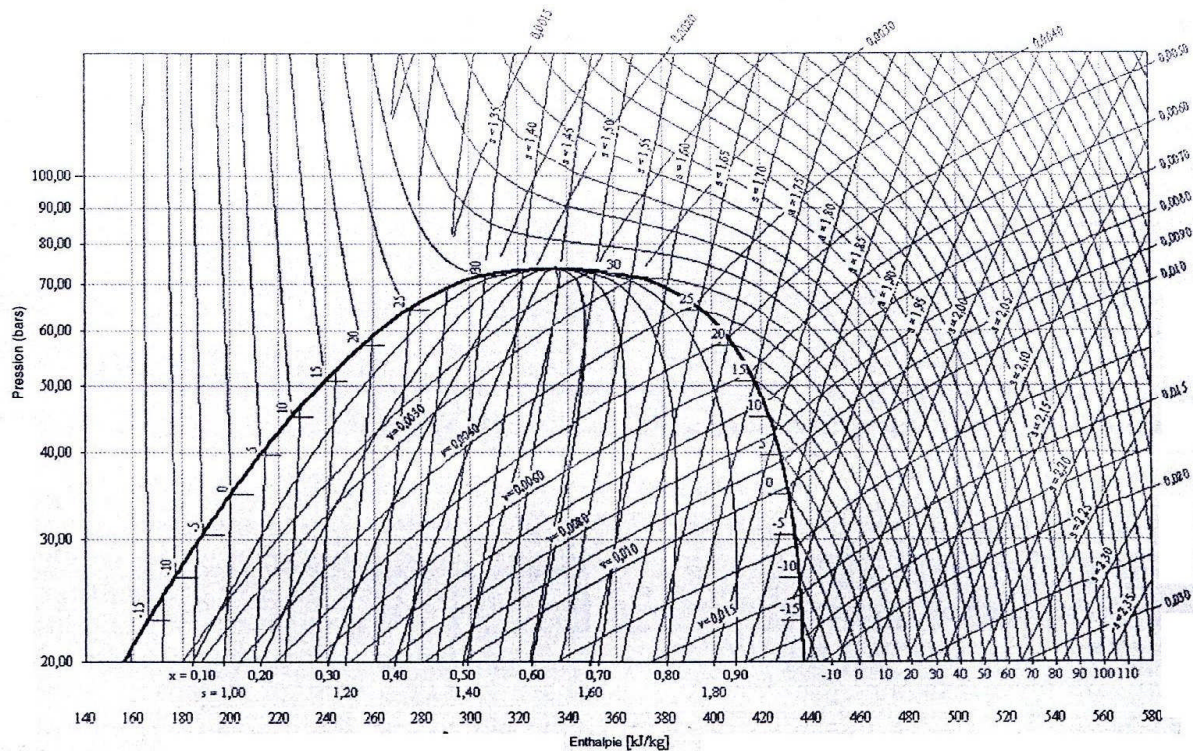


Fig. I.4.1 Diagramme (T, S) relatif au R718 (eau).

- **Diagramme (LnP, h) ou des frigoristes**

La figure (I.4.3) donne la représentation du diagramme (LnP, h) du CO<sub>2</sub>. En effet, on peut déterminer un échange de chaleur d'un fluide frigorigène à partir d'une isobare, en mesurant la longueur d'un segment d'une variation d'enthalpie le long de cette isobare.



**Fig. I.4.3 Diagramme enthalpique du CO<sub>2</sub> [3].**

Il existe aussi d'autres types de diagrammes thermodynamiques, qu'on préfère citer seulement car ils ne font pas l'objet de notre étude comme par exemple le diagramme de l'air humide, diagramme de combustion ...etc.

## I.5 Conclusion

Si pour les études énergétiques, plusieurs diagrammes existent déjà, nous notons une timide évocation pour les diagrammes exergetiques. C'est dans le but de contribution à combler ce vide que ce travail a été proposé.

Quatre fluides frigorigènes de substitution ont été choisis à cet effet, deux fluides purs le R134a et le R23 ainsi que deux mélanges, l'un zéotropique le R410A l'autre azéotropique le R508B.

# Chapitre II :

*Modélisation des propriétés  
thermodynamiques des fluides frigorigènes*

## II.1 Equations de base du modèle retenu

En génie climatique, la connaissance des grandeurs physiques des fluides frigorigènes est très importante, pour la caractérisation des successions d'états que subit le fluide. La connaissance d'une équation d'état de type  $F(P, V, T)=0$  reliant les trois variables d'état est indispensable.

La modélisation des propriétés thermodynamiques des fluides frigorigènes nécessite la connaissance de l'équation d'état de la phase vapeur qui est de la forme  $F(P, V, T)=0$ , et les trois corrélations donnant respectivement la pression de la vapeur saturante ( $P_{sat}$ ), la chaleur spécifique du gaz à l'état parfait soit à pression constante ( $C_p^0$ ) ou à volume constant ( $C_v^0$ ), et la masse volumique du liquide saturant.

### II.1.1 Equation d'état de la vapeur

Les fluides que nous avons retenus pour notre étude sont le R134a et le R23 qui sont des fluides purs et le 410A, le R508B qui sont respectivement deux mélanges zéotropique et azéotropique.

Le model que nous avons retenu pour cette modélisation est celui de Martin et Hou qui représente correctement le comportement de ces quatre frigorigènes, qui est de la forme [19] :

$$P = \frac{R}{(V-b)} + \sum_{i=2}^5 \frac{A_i + B_i T + C_i \exp(-KT_r)}{(V-b)^i} \quad (2.1)$$

Avec :

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

$T_r$  : est la température réduite.

$T_c$  : est la température critique.

Le tableau (II.1.1) donne la formule chimique, les coefficients de Martin et Hou, ainsi les constantes de gaz pour chacun des fluides :

Réfrigérant	R134a [19]	R23 [10]	R410A [11]	R508B [12]
<b>Formule chimique</b>	CH <sub>2</sub> FCF <sub>3</sub>	CHF <sub>3</sub>	CH <sub>2</sub> F <sub>2</sub> /CHF <sub>2</sub> CF <sub>3</sub>	CHF <sub>3</sub> /CF <sub>3</sub> CF <sub>3</sub>
A <sub>2</sub>	-0,1195051	-1,257406.10 <sup>-1</sup>	-1,721781.10 <sup>-1</sup>	-9,859954.10 <sup>-2</sup>
A <sub>3</sub>	0,1447797.10 <sup>-3</sup>	-2,092649.10 <sup>-5</sup>	2,381558.10 <sup>-4</sup>	1,943104.10 <sup>-4</sup>
A <sub>4</sub>	-1,049005.10 <sup>-7</sup>	2,165681.10 <sup>-7</sup>	-4,329207.10 <sup>-7</sup>	-2,415544.10 <sup>-7</sup>
A <sub>5</sub>	-6,953904.10 <sup>-7</sup>	-2,529079.10 <sup>-10</sup>	-6,241072.10 <sup>-10</sup>	1,741779.10 <sup>-10</sup>

B <sub>2</sub>	0,113759.10 <sup>-3</sup>	1,679677.10 <sup>-4</sup>	1,646288.10 <sup>-4</sup>	1,329512.10 <sup>-4</sup>
B <sub>3</sub>	-0,8942552.10 <sup>-12</sup>	2,335060.10 <sup>-7</sup>	-1,462803.10 <sup>-8</sup>	-3,6734.10 <sup>-7</sup>
B <sub>4</sub>	0,0	-6,944729.10 <sup>-10</sup>	0,0	6,399736.10 <sup>-10</sup>
B <sub>5</sub>	1,269806.10 <sup>-13</sup>	7,596729.10 <sup>-13</sup>	1,380469.10 <sup>-12</sup>	-5,966795.10 <sup>-13</sup>
C <sub>2</sub>	-3,531592	-4,293246	-6,293665	-2,750786
C <sub>3</sub>	0,6469248.10 <sup>-2</sup>	9,966228.10 <sup>-3</sup>	1,532461.10 <sup>-2</sup>	8,136346.10 <sup>-3</sup>
C <sub>4</sub>	0,0	0,0	0,0	-3,173366.10 <sup>-5</sup>
C <sub>5</sub>	-2,051369.10 <sup>-9</sup>	-4,833999.10 <sup>-9</sup>	1,604125.10 <sup>-7</sup>	3,819294.10 <sup>-8</sup>
K	5,475	5,5	5,75	6,25
R	81,4881629.10 <sup>-3</sup>	0,1187	0,11455	0,08716
b	0,3455467.10 <sup>-3</sup>	7,8035.10 <sup>-5</sup>	4,355134.10 <sup>-4</sup>	4,309291.10 <sup>-4</sup>
T <sub>C</sub>	374,25	299,07	345,28	287,15

**Tableau II.1.1 la formule chimique, les coefficients de Martin et Hou, et les constantes de gaz pour chacun des fluides.**

### II.1.2 Equation de la pression de vapeur saturante

La connaissance de l'expression générale permettant de relier la pression à la température le long de la courbe de saturation est très importante. Pour notre étude, trois corrélations différentes sont adoptées, en fonction du fluide considéré.

Pour les réfrigérants R134a et R23 qui sont des fluides purs, l'expression de la pression de la vapeur saturante en fonction de la température est la suivante :

- **Pour le R134a** : [19]

$$\ln P_{sat} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2 + \frac{E(F-T)}{T} \ln(F-T) \quad (2.2)$$

- **Pour le R23** : [10]

$$\log_{10} P_{sat} = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2 + FT^3 \quad (2.3)$$

Les constantes A, B, C, D, E et F sont données par le tableau (II.2.1) pour chaque fluide :

Réfrigérant	R134a [19]	R23 [10]
A	24,8033988	$2,928566.10^2$
B	$-0,3980408.10^4$	$-4,418205.10^3$
C	$-0,2405332.10^{-1}$	$-1,445142.10^2$
D	$0,2245211.10^{-4}$	$4,358070.10^{-1}$
E	0,1995548	$-6,894935.10^{-4}$
F	$0,3748473.10^3$	$5,502466.10^{-7}$

**Tableau II.2.1 Les constantes des fluides purs R134a et R23.**

Pour les réfrigérants R410A, et R508B qui sont respectivement des mélanges zéotrope et azéotrope, l'expression reliant la pression de saturation à la température est donnée par la l'équation suivante [11], [12] :

$$\ln\left(\frac{P_{sat}}{P_C}\right) = \frac{1}{T_r} (A + BX + CX^2 + DX^3 + EX^4 + FX^5) \quad (2.4)$$

Avec :  $X = (1 - T_r) - X_0$  ;  $T_r = \frac{T}{T_C}$

Le tableau (II.2.2) donne les coefficients de l'équation (2.4) pour chaque mélange :

Réfrigérant	R410A [11]		R508B [12]	
	Point d'ébullition Liquide saturant	Point de rosée Vapeur saturante	Point d'ébullition Liquide saturant	Point de rosée Vapeur saturante
A	-1,4376	-1,440004	-1,418010	-1,418428
B	-6,8715	-6,865265	-6,5762	-6,591629
C	$-5,3623.10^{-1}$	$-5,354309.10^{-1}$	$-2,7991.10^{-1}$	$-6,120300.10^{-1}$
D	-3,82642	-3,749023	-1,45324	-4,215820
E	-4,06875	-3,521484	$-6,62300.10^{-2}$	$-1,127539.10^1$
F	-1,2333	-7,75	-2,917970	$-2,193750.10^1$
X <sub>0</sub>	$2,086902.10^{-1}$		$2,152446.10^{-1}$	

**Tableau II.2.2 Les coefficients de l'équation des réfrigérants R410A, et R508B.**

### II.1.3 Chaleur spécifique du gaz à l'état parfait

La détermination de l'équation de la chaleur spécifique du gaz réel, nécessite la connaissance de l'expression de son équation à l'état parfait.

Pour les deux fluides purs qui sont le R134a et le R23, l'équation de la chaleur spécifique à volume constant est donnée par l'expression suivante : [20] [10]

$$C_v^0 = \sum_{i=3}^8 C_{vi} T^{i-5} \quad (2.5)$$

En appliquons la relation de Mayer [11], on obtient l'expression de la chaleur spécifique à pression constante:

$$C_p^0 = C_v^0 + R \quad (2.6)$$

Les différents coefficients numériques intervenant dans l'équation (2.5) sont résumés dans le tableau suivant :

Réfrigérant	R134a [20]	R23 [10]
$C_{v3}$	0,0	0,0
$C_{v4}$	15,8222	0,0
$C_{v5}$	$-8,6746 \cdot 10^{-2}$	$3,191536 \cdot 10^{-1}$
$C_{v6}$	$3,2966 \cdot 10^{-2}$	$-5,694947 \cdot 10^{-5}$
$C_{v7}$	$-2,0173 \cdot 10^{-6}$	$5,295808 \cdot 10^{-6}$
$C_{v8}$	0,0	$-5,990234 \cdot 10^{-9}$

**Tableau II.3.1 Les coefficients de l'équation des fluides purs R134a et R23.**

Pour les mélanges réfrigérants le R410A et le R508B, l'expression de la chaleur spécifique à pression constante est donnée par l'équation suivante : [12]

$$C_p^0 = \sum_{i=4}^7 C_{pi} T^{i-4} \quad (2.7)$$

Le tableau (II.3.2) donne les différents coefficients de l'équation (2.7) propres à chaque fluide :

Réfrigérant	R410A [11]	R508B [12]
$C_{p4}$	$2,676084 \cdot 10^{-1}$	$1,585254 \cdot 10^{-1}$
$C_{p5}$	$2,115353 \cdot 10^{-3}$	$2,544197 \cdot 10^{-3}$
$C_{p6}$	$-9,848184 \cdot 10^{-7}$	$-2,028597 \cdot 10^{-6}$
$C_{p7}$	$-6,493781 \cdot 10^{-11}$	$5,770334 \cdot 10^{-10}$

**Tableau II.3.2 Les coefficients de l'équation des réfrigérants R410A et R508B.**



### II.1.4 La masse volumique du liquide saturant

L'expression de la masse volumique est l'extension de la corrélation de Yen et Wood [20].

- Pour les fluides R134a, et R23 l'expression de la masse volumique est donnée par l'équation suivante :

$$\rho_l = \rho_c + \sum_{i=1}^4 B_i (1 - T_r)^{i/3} \quad (2.8)$$

- Pour les mélanges R410A, et R508B l'équation de la masse volumique est donnée par la relation suivante :

$$\frac{\rho_l}{\rho_c} = A + \sum_{i=1}^4 B_i (1 - T_r)^{i/3} \quad (2.9)$$

Avec :  $T_r = \frac{T}{T_c}$

$\rho_c$  : représente la masse volumique critique.

Les coefficients A et les  $B_i$ , et  $\rho_c$  sont donnés par le tableau suivant :

Réfrigérant	R134a [19]	R23 [10]	R410A [11]	R508B [12]
A	–	–	1,0	1,0
B <sub>1</sub>	819,6183	1,015216.10 <sup>3</sup>	1,984734	-1,670326.10 <sup>-1</sup>
B <sub>2</sub>	1023,582	-4,053520.10 <sup>2</sup>	-1,767593.10 <sup>-1</sup>	7,885847
B <sub>3</sub>	-1156,757	2,309251.10 <sup>3</sup>	1,819972	-9,550139
B <sub>4</sub>	789,7191	-1,00080.10 <sup>3</sup>	-7,171684.10 <sup>-1</sup>	4,713835
$\rho_c$ (kg/m <sup>3</sup> )	512,2	525,02	488,90	586,20

**Tableau II.4.1 Les coefficients A et les  $B_i$ , et  $\rho_c$  pour chaque fluide.**

## II.2 Relations permettant le calcul des fonctions d'états thermodynamique

### I.2.1 Chaleur latente de vaporisation

La chaleur latente de vaporisation s'obtient à partir de la relation de Clapeyron [21] :

$$\Delta h^v = h_v - h_l = \left( \frac{dP}{dT} \right)_{sat} \cdot T \cdot (V^v - V^l) \quad (2.10)$$

Dans la relation (2.10), seul le volume massique  $V^v$  ne peut être obtenu directement à partir des équations de base données précédemment. Pour calculer la valeur de volume

massique  $V^v$ , Il faut faire appel à une méthode numérique d'inversion de l'équation d'état de la phase vapeur.

### II.2.2 Chaleur massique isobare $C_p$ et isochore $C_v$ en phase gazeuse

Connaissant la corrélation pour le calcul de la chaleur spécifique à volume constant ( $C_v^0$ ) en fonction de la température ( $T$ ) et la relation de Maxwell d'expression suivante [20] :

$$\left(\frac{\partial C_v}{\partial V}\right)_T = T \cdot \left(\frac{\partial^2 P}{\partial T^2}\right)_V \quad (2.11)$$

Nous pouvons alors déduire l'équation de la chaleur massique à volume constant  $C_v$  en tout point de la phase gazeuse, par intégration de l'équation (2.11) le long d'une isotherme, entre les bornes de pression  $P = 0$  et  $P$  :

$$C_v(V, T) = C_v^0(T) + T \cdot \int_{\infty}^V \left(\frac{\partial^2 P}{\partial T^2}\right)_V dV \quad (2.12)$$

La relation de Mayer généralisée permet ensuite de trouver l'expression de l'équation de la chaleur massique à pression constante  $C_p$  [22]:

$$C_p = C_v + T \cdot \left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_V \cdot \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \quad (2.13)$$

Dans cette dernière relation, il est difficile d'obtenir le terme  $\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P$  à partir de l'équation d'état laquelle est plutôt donnée sous la forme  $P = P(V, T)$ . Il est possible de modifier l'équation (2.13) en utilisant la propriété reliant les trois dérivées partielles [22] :

$$\left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_T \cdot \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \cdot \left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_V = -1 \Rightarrow \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P = \frac{-1}{\left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_T \cdot \left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_V} \quad (2.14)$$

Substituons le terme  $\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P$  de la relation (2.13) par son expression (2.14), nous aurons

l'expression suivante :

$$C_p = C_v - T \cdot \frac{\left[\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_V\right]^2}{\left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_T} \quad (2.15)$$

### II.2.3 Equation de l'enthalpie massique (h) et de l'entropie massique (s) :

#### II.2.3.1 Equation de l'enthalpie massique (h) :

Nous allons présenter la méthode qui nous permet de trouver l'expression de l'équation de l'enthalpie massique (h) dans les deux phases, gazeuse et liquide.

➤ **Phase gazeuse**

Par définition L'expression de l'enthalpie massique (h) est donnée par la relation suivante [24] :

$$h = u + P \cdot V \quad (2.16)$$

Après dérivation de la relation (2.16), on aura l'expression suivante :

$$dh = du + d(P \cdot V) \quad (2.17)$$

u : énergie interne.

V : volume massique.

Sachant que l'énergie interne est une fonction qui dépend de volume et de température alors :

$$du = \left( \frac{\partial u}{\partial V} \right)_T dV + \left( \frac{\partial u}{\partial T} \right)_V dT \quad (2.18)$$

Avec :

$$\left( \frac{\partial u}{\partial T} \right)_V = C_v \quad [11] \quad (2.19)$$

Et d'après les relations de Maxwell [26] suivantes :

$$\left( \frac{\partial s}{\partial V} \right)_T = \left( \frac{\partial P}{\partial T} \right)_V \quad (2.20)$$

$$\left( \frac{\partial u}{\partial V} \right)_T = T \left( \frac{\partial s}{\partial V} \right)_T - P \quad (2.21)$$

En utilisant la relation (2.20) dans la relation (2.21), on obtient :

$$\left( \frac{\partial u}{\partial V} \right)_T = T \left( \frac{\partial P}{\partial T} \right)_V - P \quad (2.22)$$

On remplace les équations (2,19) et (2,22) dans la relation (2,18), on aura :

$$du = \left( T \left( \frac{\partial P}{\partial T} \right)_V - P \right) dV + C_v dT \quad (2.23)$$

En utilisant la relation (2.23) dans la relation (2.17), on obtient :

$$dh = \left( T \left( \frac{\partial P}{\partial T} \right)_V - P \right) dV + C_v dT + d(P \cdot V) \quad (2.24)$$

Et comme :  $C_v(V, T) = C_v^0(T) + T \cdot \int_{\infty}^V \left( \frac{\partial^2 P}{\partial T^2} \right)_V dV$  (2.25)

Injectons la relation (2.25) dans la relation (2.24), on obtient :

$$dh = \left[ T \left( \frac{\partial P}{\partial T} \right)_V - P \right] dV + \left[ C_v^0(T) + T \cdot \int_{\infty}^V \left( \frac{\partial^2 P}{\partial T^2} \right)_V dV \right] dT + d(P \cdot V) \quad (2.26)$$

En intégrant la relation (2.26) le long d'une isotherme, entre l'état de référence  $h_{ref}(P_{ref}, T)$  et l'état étudié  $h(P, T)$ , on obtient :

$$h - h_{ref} = \int_{V_{ref}}^V \left[ T \left( \frac{\partial P}{\partial T} \right)_V - P \right] dV + \int_{T_{ref}}^T \left[ C_v^0(T) + T \cdot \int_{\infty}^V \left( \frac{\partial^2 P}{\partial T^2} \right)_V dV \right] dT + (P \cdot V) - (P_{ref} \cdot V_{ref}) \quad (2.27)$$

### ➤ Phase liquide

Il est toujours possible, de calculer l'enthalpie massique de la phase liquide en un point  $(V, T)$  connaissant son enthalpie massique à l'état saturé et à la même température  $T$ .

Nous avons la relation de Maxwell suivante [6] :

$$\left( \frac{\partial h}{\partial P} \right)_T = V - T \cdot \left( \frac{\partial V}{\partial T} \right)_P \quad (2.28)$$

Après intégration de la relation (2.28) le long de l'isotherme  $T$ , entre les pressions  $P$  et  $P_{sat}(T)$ , on aura la relation suivante:

$$h(P, T) - h(P_{sat}(T), T) = \left[ V^L(T) - T \left( \frac{\partial V^L(T)}{\partial T} \right)_P \right] \cdot [P - P_{sat}(T)] \quad (2.29)$$

### II.2.3.2 Calcul de l'entropie massique

Les méthodes de calcul de l'entropie massique à l'état gazeuse et à l'état liquide seront présentées comme suit :

#### ➤ Phase gazeuse

De la définition de l'entropie [22], on a :

$$ds = \frac{\delta Q_{rev}}{T}$$

Et :

$$\delta Q = C_v dT + LdV \quad (2.30)$$

Donc :

$$ds = \frac{C_v dT}{T} + \frac{L}{T} dV = M dT + N dV \quad (2.31)$$

Le premier principe annonce l'expression suivante :

$$du = \delta W + \delta Q = C_v dT + (L - P) dV = M' dT + N' dV \quad (2.32)$$

s et u étant des fonctions d'état, ds et du sont des différentielles totales exactes alors on a :

$$\frac{\partial M}{\partial V} = \frac{\partial N}{\partial T} \text{ et } \frac{\partial M'}{\partial V} = \frac{\partial N'}{\partial T}$$

De la relation (2.32) on aura :

$$\frac{\partial C_v}{\partial V} = \frac{\partial(L - P)}{\partial T} = \frac{\partial L}{\partial T} - \frac{\partial P}{\partial T} \quad (2.33)$$

Et de la relation (2.31) :

$$\frac{\partial\left(\frac{C_v}{T}\right)}{\partial V} = \frac{\partial\left(\frac{L}{T}\right)}{\partial T} \Rightarrow \frac{1}{T} \cdot \left(\frac{\partial C_v}{\partial V}\right) = \frac{T \cdot \left(\frac{\partial L}{\partial T}\right) - L}{T^2} \quad (2.34)$$

De ces deux dernières relations (2.33) et (2.34), on obtient la relation de Clapeyron :

$$\frac{\partial P}{\partial T} = \frac{L}{T} \Rightarrow L = T \cdot \left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_V \quad (2.35)$$

On remplace  $C_v$  par sa valeur donnée dans la relation (2.12) et  $L$  par sa valeur donnée dans la relation (2.35) on obtient :

$$ds = \left[ \frac{C_v^0}{T} + \int_{\infty}^{V_{ref}} \left(\frac{\partial^2 P}{\partial T^2}\right)_V dV \right] dT + \left[ \left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_V \right] dV \quad (2.36)$$

En intégrant la relation (2.36) entre l'état de référence  $S_{ref}(T_{ref}, V_{ref})$  et l'état étudié  $S(T, V)$  on obtient :

$$s - s_{ref} = \int_{T_{ref}}^T \left[ \frac{C_v^0}{T} + \int_{\infty}^{V_{ref}} \left(\frac{\partial^2 P}{\partial T^2}\right)_V dV \right] dT + \int_{V_{ref}}^V \left[ \left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_V \right]_T dV \quad (2.37)$$

### ➤ Phase liquide

Utilisons la relation de Maxwell [18] suivante :

$$\left(\frac{\partial s}{\partial P}\right)_T = -\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \quad (2.38)$$

Après intégration de cette dernière relation (2.38), on obtient l'équation de l'entropie massique suivante :

$$s(P, T) - s(P_{sat}(T), T) = \left[ \frac{\partial V^L(T)}{\partial T} \right]_P \cdot [P_{sat}(T) - P] \quad (2.39)$$

#### II.2.4 Méthode itérative d'inversion [26]

En pratique, on est souvent confronté à la résolution d'un système d'équations, ou d'une équation non linéaire. Dans notre cas, on a à résoudre l'équation d'état  $F(P, V, T) = 0$  pour trouver le volume massique  $V^v$ . Il n'y a pas d'algorithme fini pour trouver une solution explicite. On est donc obligé d'utiliser une méthode itérative. Nous avons opté pour la méthode de Newton, qui nécessite que la fonction  $F$  soit au moins différentiable.

L'algorithme de cette méthode est donné par la suite définie par la relation de récurrence :

$$V_{n+1} = V_n - \frac{F(P_{sat}, V_n, T_{sat})}{\left( \frac{\partial F}{\partial V_n} \right)} \quad (2.40)$$

Avec :

$V_0$  : La valeur initiale du volume massique.

$n$  : Nombre des itérations.

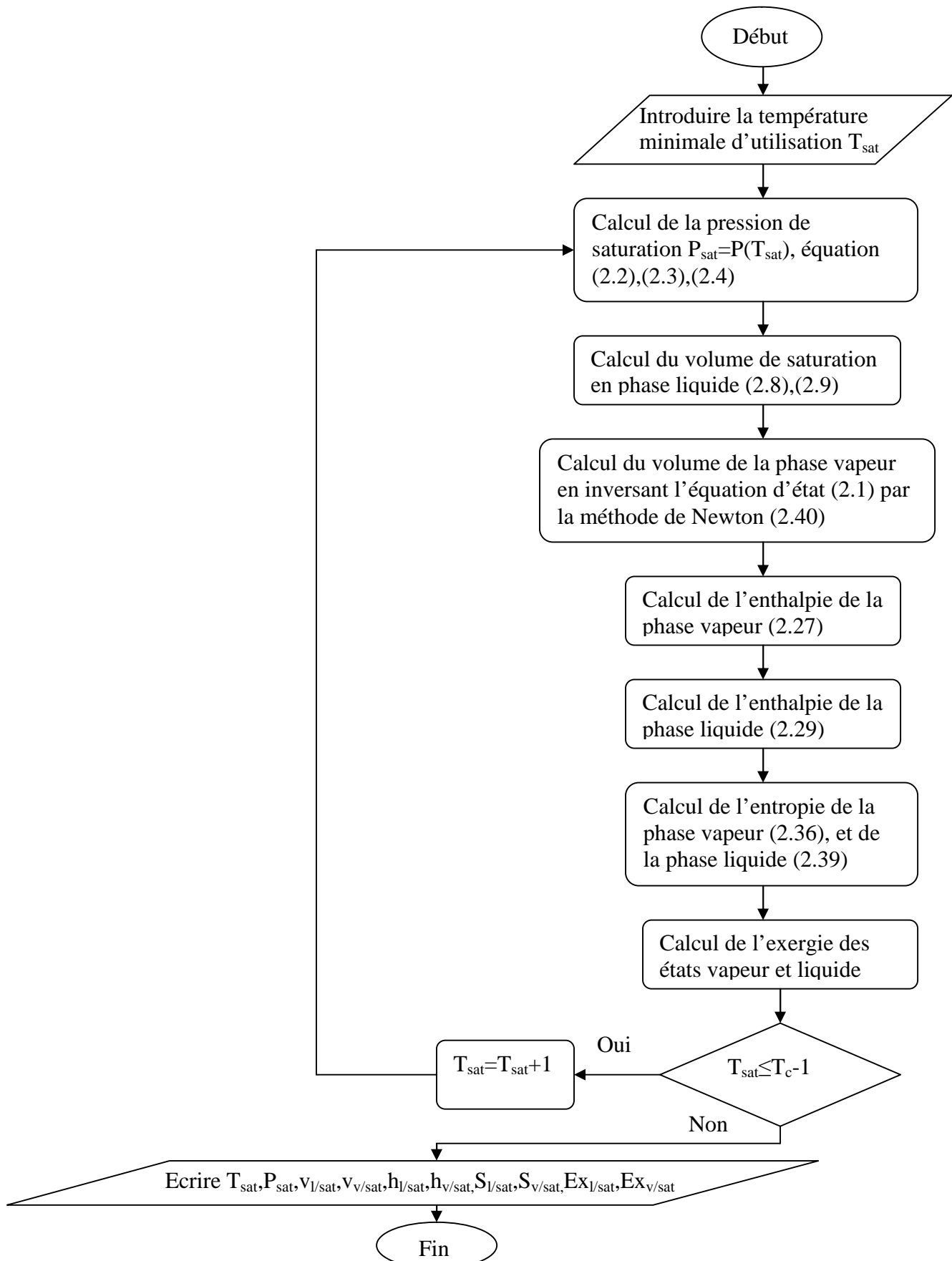
Bien entendu, cette formule n'a de sens que si  $\left( \frac{\partial F}{\partial V_n} \right) \neq 0$

### II.3 Tables thermodynamiques et diagrammes exergetiques

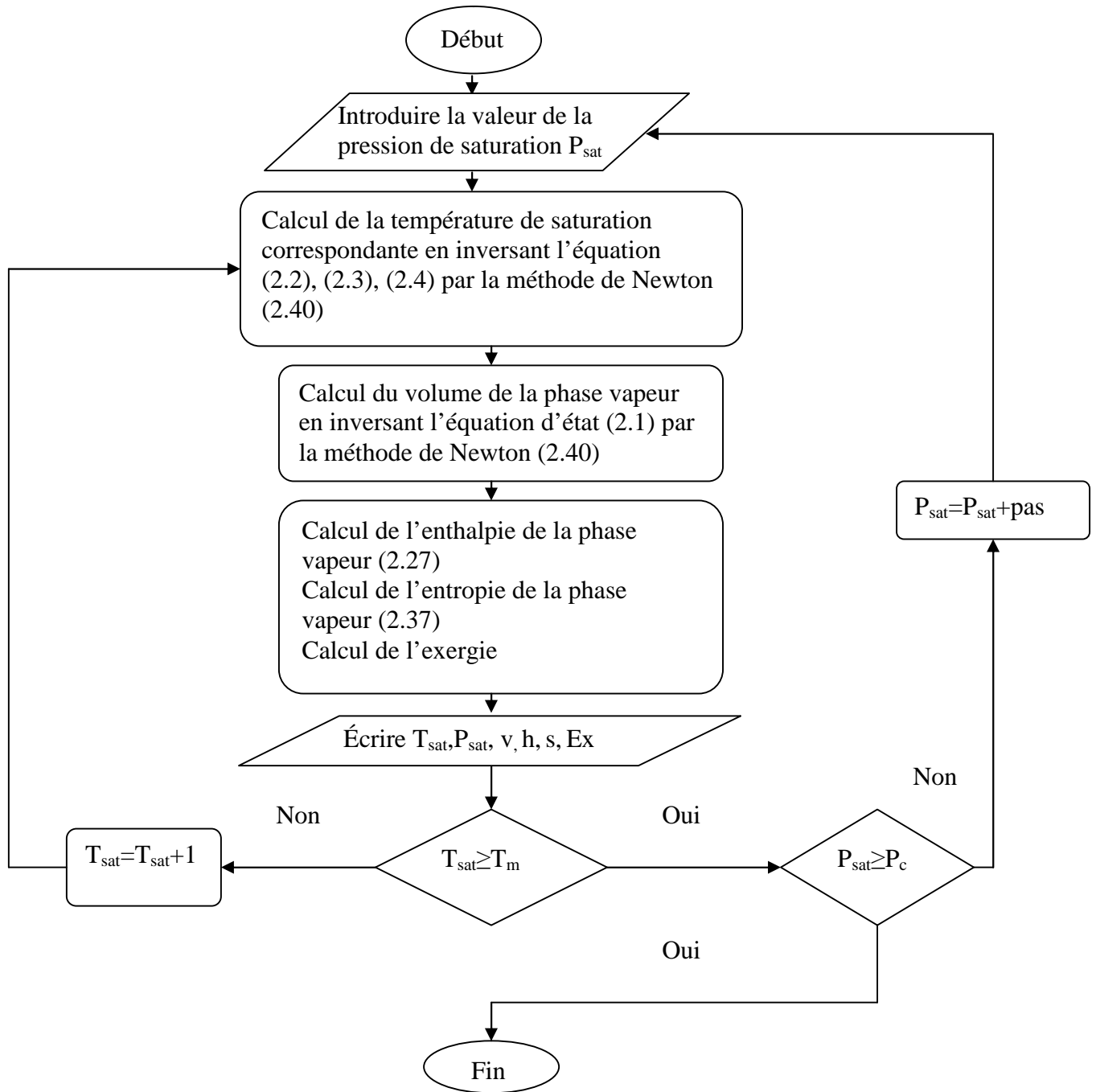
#### II.3.1 Génération des tables thermodynamiques

Au cours des paragraphes précédents, nous avons présenté les différentes relations qui sont introduites dans le calcul des propriétés thermodynamiques des différents fluides frigorigènes.

Le calcul de ces propriétés thermodynamiques ( $h$ ,  $s$ ,  $Ex$  ...) se fait à l'aide des programmes informatiques. Les figures (II.1) et (II.2) montrent successivement les organigrammes à suivre pour la génération de la table de la vapeur saturée et de la vapeur surchauffée de chacun des fluides étudiés.



**Fig. II.1 Organigramme de calcul des propriétés thermodynamiques de la vapeur Saturée.**



**Fig. II.2 Organigramme de calcul des propriétés thermodynamiques de la vapeur surchauffée.**

Après avoir entamé la phase de programmation des différents organigrammes donnés en ci-dessus, nous avons généré les différentes tables thermodynamiques pour chacun des fluides étudiés. Ces tables thermodynamiques sont données dans l'annexe. Nous donnons à titre d'exemple, la table de saturation et la table de la vapeur surchauffée du fluide frigorigène le R134a.



Temp (°C)	Pres (kPa)	Volume liq(m3/kg)	Volume vap(m3/kg)	Enthalpie liq(kJ/kg)	Enthalpie vap(kJ/kg)	Entropie liq(kJ/kg.K)	Entropie vap(kJ/kg.K)	Exergie liq(kJ/kg)	Exergie vap(kJ/kg)
-90.0	1.68	.000644	8.88680	53.8326	191.5991	-0.2588	1.0813	28.9043	-114.4820
-89.0	1.83	.000645	8.16912	52.8476	192.2057	-0.2534	1.0773	28.3332	-112.7238
-88.0	2.00	.000646	7.51726	51.8592	192.8136	-0.2481	1.0734	27.7687	-110.9872
-87.0	2.18	.000647	6.92454	50.8673	193.4229	-0.2427	1.0696	27.2105	-109.2718
-86.0	2.38	.000648	6.38501	49.8720	194.0335	-0.2374	1.0659	26.6588	-107.5772
-85.0	2.59	.000649	5.89337	48.8731	194.6453	-0.2321	1.0622	26.1134	-105.9030
-84.0	2.82	.000650	5.44491	47.8707	195.2584	-0.2268	1.0586	25.5743	-104.2488
-83.0	3.06	.000652	5.03540	46.8648	195.8727	-0.2215	1.0551	25.0415	-102.6143
-82.0	3.33	.000653	4.66108	45.8553	196.4881	-0.2162	1.0517	24.5148	-100.9991
-81.0	3.61	.000654	4.31859	44.8421	197.1047	-0.2109	1.0483	23.9944	-99.4029
-80.0	3.91	.000655	4.00492	43.8254	197.7224	-0.2056	1.0450	23.4801	-97.8252
-79.0	4.23	.000656	3.71735	42.8050	198.3411	-0.2003	1.0417	22.9720	-96.2659
-78.0	4.58	.000657	3.45348	41.7809	198.9609	-0.1951	1.0386	22.4699	-94.7244
-77.0	4.95	.000658	3.21111	40.7531	199.5817	-0.1898	1.0354	21.9738	-93.2007
-76.0	5.34	.000660	2.98830	39.7216	200.2034	-0.1846	1.0324	21.4837	-91.6942
-75.0	5.76	.000661	2.78328	38.6864	200.8261	-0.1793	1.0294	20.9997	-90.2047
-74.0	6.21	.000662	2.59445	37.6473	201.4496	-0.1741	1.0265	20.5215	-88.7319
-73.0	6.69	.000663	2.42039	36.6046	202.0740	-0.1689	1.0236	20.0493	-87.2756
-72.0	7.20	.000664	2.25981	35.5580	202.6992	-0.1637	1.0208	19.5830	-85.8353
-71.0	7.74	.000665	2.11154	34.5076	203.3251	-0.1585	1.0180	19.1225	-84.4109
-70.0	8.31	.000667	1.97451	33.4534	203.9518	-0.1533	1.0154	18.6679	-83.0021
-69.0	8.92	.000668	1.84777	32.3954	204.5791	-0.1481	1.0127	18.2190	-81.6086
-68.0	9.57	.000669	1.73045	31.3334	205.2071	-0.1429	1.0101	17.7760	-80.2301
-67.0	10.26	.000670	1.62177	30.2677	205.8356	-0.1377	1.0076	17.3387	-78.8664
-66.0	10.99	.000671	1.52101	29.1980	206.4648	-0.1325	1.0051	16.9072	-77.5172
-65.0	11.76	.000673	1.42752	28.1244	207.0945	-0.1274	1.0027	16.4814	-76.1823
-64.0	12.57	.000674	1.34071	27.0469	207.7246	-0.1222	1.0003	16.0612	-74.8615
-63.0	13.43	.000675	1.26004	25.9655	208.3552	-0.1171	0.9980	15.6468	-73.5545
-62.0	14.34	.000676	1.18502	24.8801	208.9861	-0.1119	0.9957	15.2380	-72.2611
-61.0	15.30	.000677	1.11521	23.7908	209.6175	-0.1068	0.9934	14.8349	-70.9810
-60.0	16.32	.000679	1.05020	22.6976	210.2491	-0.1016	0.9913	14.4374	-69.7141
-59.0	17.39	.000680	0.98961	21.6004	210.8810	-0.0965	0.9891	14.0455	-68.4601

**Table des propriétés thermodynamiques de la vapeur saturée du R134a.**

Temp (°C)	Volume (m <sup>3</sup> /kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-40.6	0.367900	222.4941	0.9568	-47.4858
-30.0	0.386695	230.5694	0.9908	-49.2627
-20.0	0.404152	238.3379	1.0221	-50.5781
-10.0	0.421422	246.2719	1.0528	-51.5621
0.0	0.438540	254.3755	1.0831	-52.2274
10.0	0.455534	262.6516	1.1128	-52.5849
20.0	0.472426	271.1018	1.1422	-52.6439
30.0	0.489233	279.7267	1.1711	-52.4127
40.0	0.505971	288.5264	1.1996	-51.8990
50.0	0.522651	297.5002	1.2278	-51.1095
60.0	0.539282	306.6471	1.2557	-50.0505
70.0	0.555872	315.9656	1.2833	-48.7280
80.0	0.572428	325.4538	1.3105	-47.1475
90.0	0.588954	335.1096	1.3375	-45.3144
100.0	0.605455	344.9306	1.3642	-43.2338
110.0	0.621936	354.9143	1.3906	-40.9107
120.0	0.638398	365.0580	1.4167	-38.3498
130.0	0.654844	375.3587	1.4426	-35.5558
140.0	0.671277	385.8134	1.4682	-32.5334

**Table des propriétés thermodynamiques de la vapeur surchauffée du R134a pour une pression de 50kPa.**

### II.3.1 Tracé des diagrammes exergetiques

Il s'agit des tracés des différentes courbes « iso » à partir des valeurs numériques des tables générées. Le calcul de l'exergie de chaque frigorigène implique un état de référence qui indique l'équilibre avec le milieu extérieur. Cet état de référence est purement conventionnel, il est symbolisé par sa température  $T_a$  caractérisé par une exergie nulle. Dans notre étude, nous avons considéré cet état de référence du milieu extérieur à  $T_a=290.15\text{K}$  ( $17\text{ }^\circ\text{C}$ ) pour les fluides R134a, R23, R410A. Pour le R508B nous avons pris cet état de référence égal à  $T_a=273.15\text{K}$  ( $0\text{ }^\circ\text{C}$ ). Les différents diagrammes des fluides cités ci-dessus, sont donnés par les figures suivantes dans les plans : exergie-enthalpie, et exergie-entropie.

Les figures (II.3) et (II.4), donnent respectivement les diagrammes exergetiques (Ex, h) et (Ex, s) du frigorigène R134a.

Les diagrammes (Ex, h), (Ex, s) du frigorigène R23, sont donnés respectivement par les figures (II.5), et (II.6).

Les figures (II.7), (II.8), donnent respectivement les diagrammes (Ex, h), (Ex, s) du mélange frigorigère R410A.

Les diagrammes (Ex, h), (Ex, s) du mélange R508B, sont donnés respectivement par les figures (II.9), (II.10).

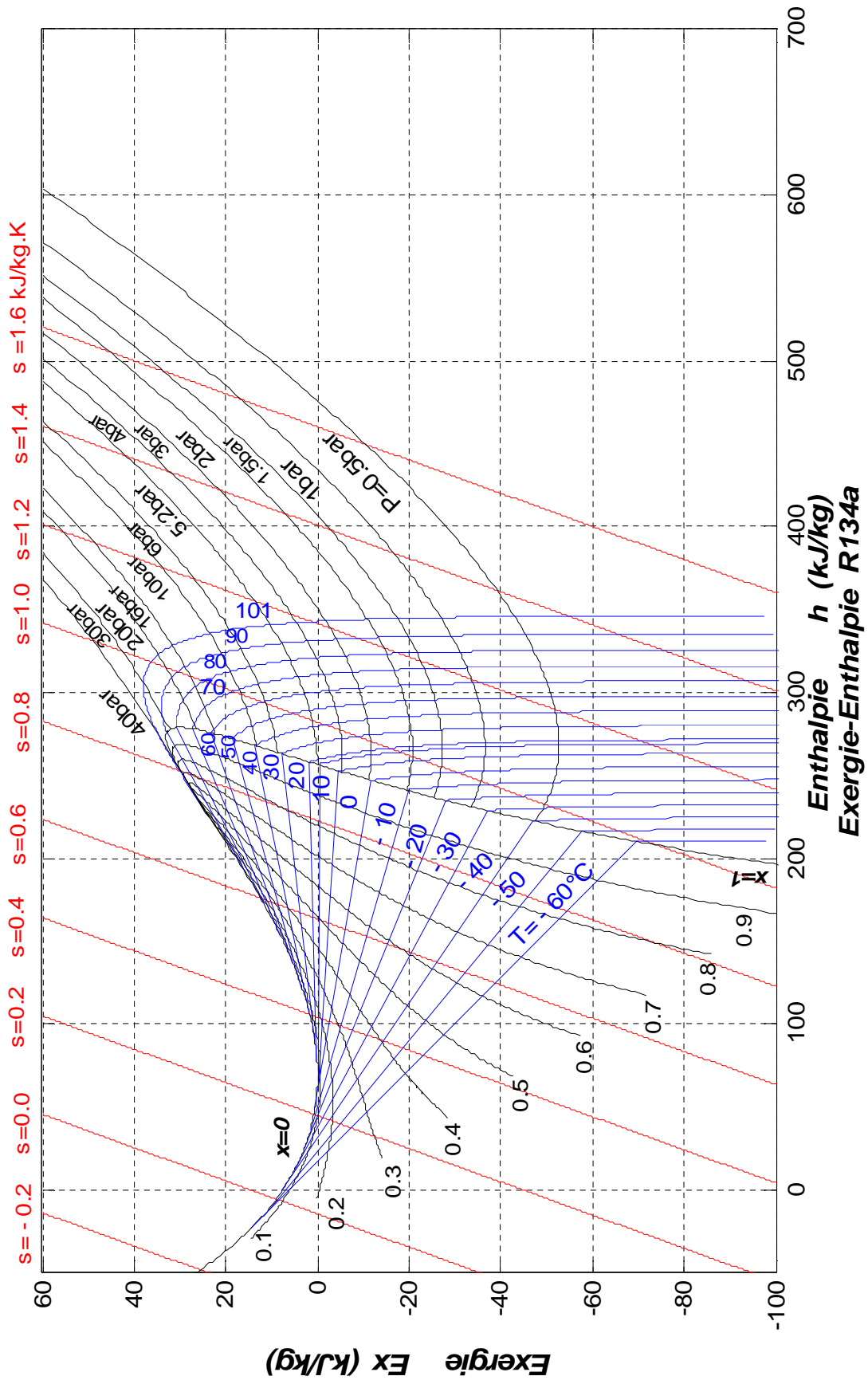


Fig.II.3 Diagramme exergétique ( $Ex, h$ ) du R134a

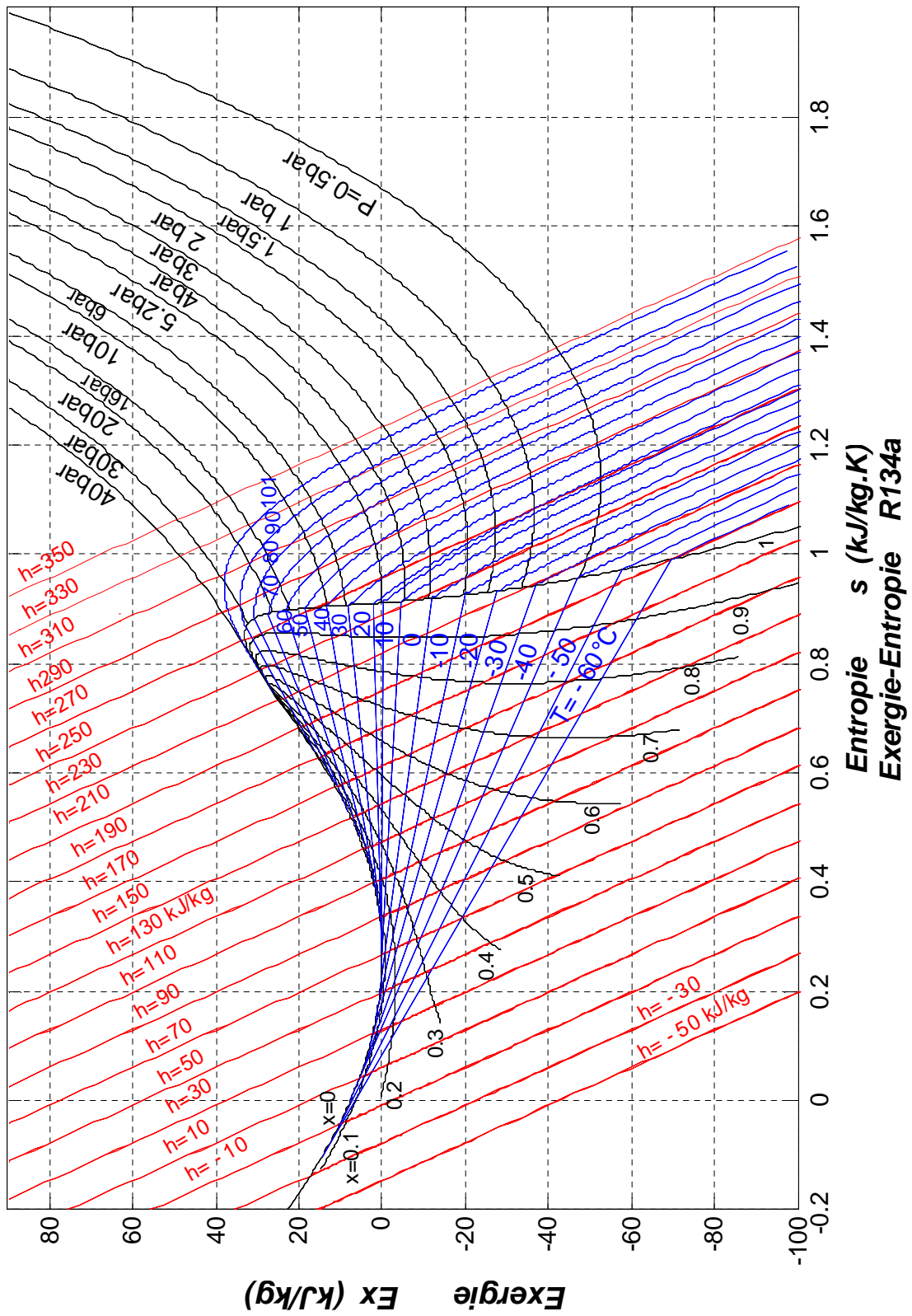


Fig.II.4 Diagramme exergetique ( $Ex, s$ ) du R134a

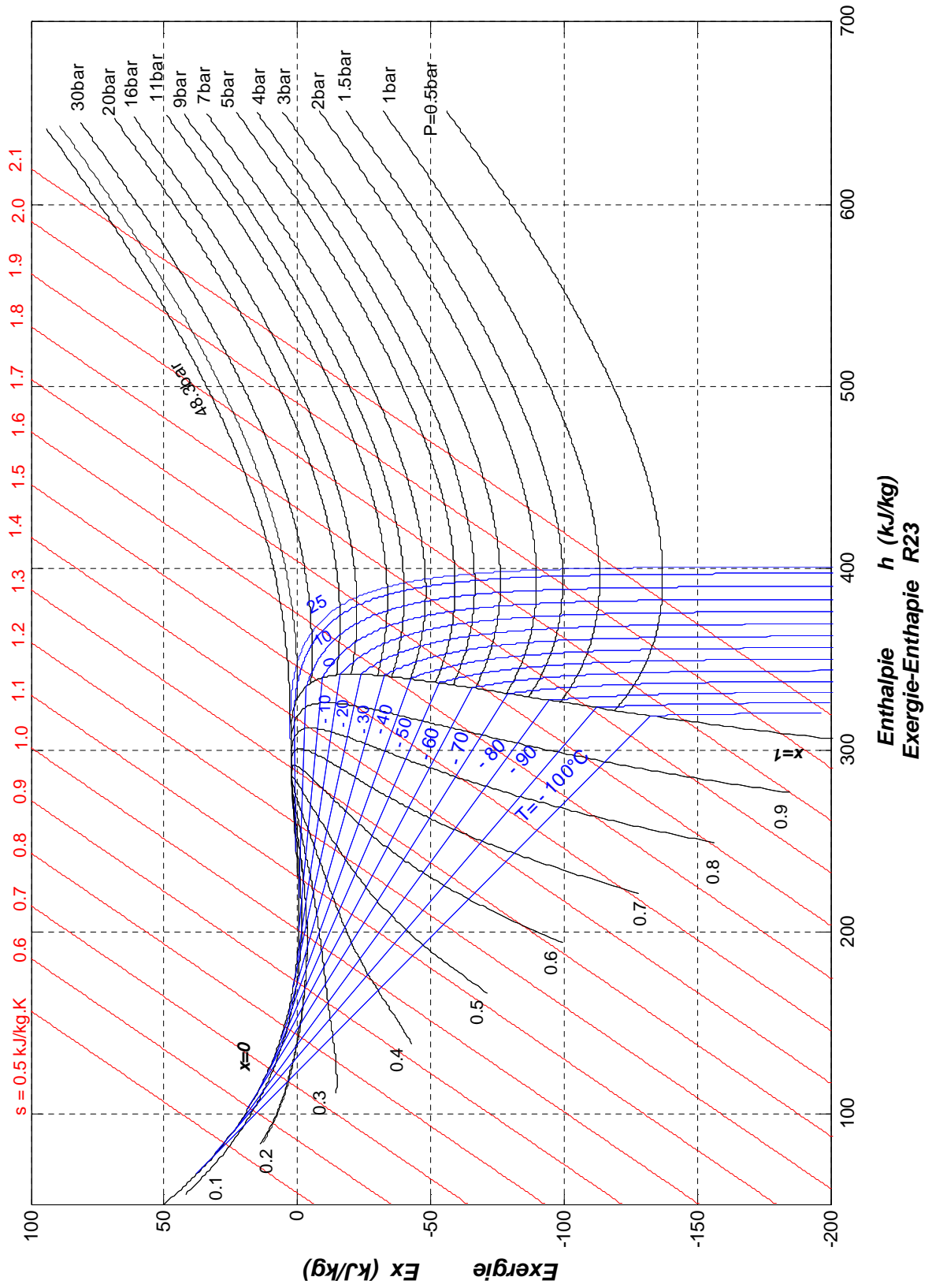


Fig.II.5 Diagramme exergetique ( $Ex, h$ ) du R23

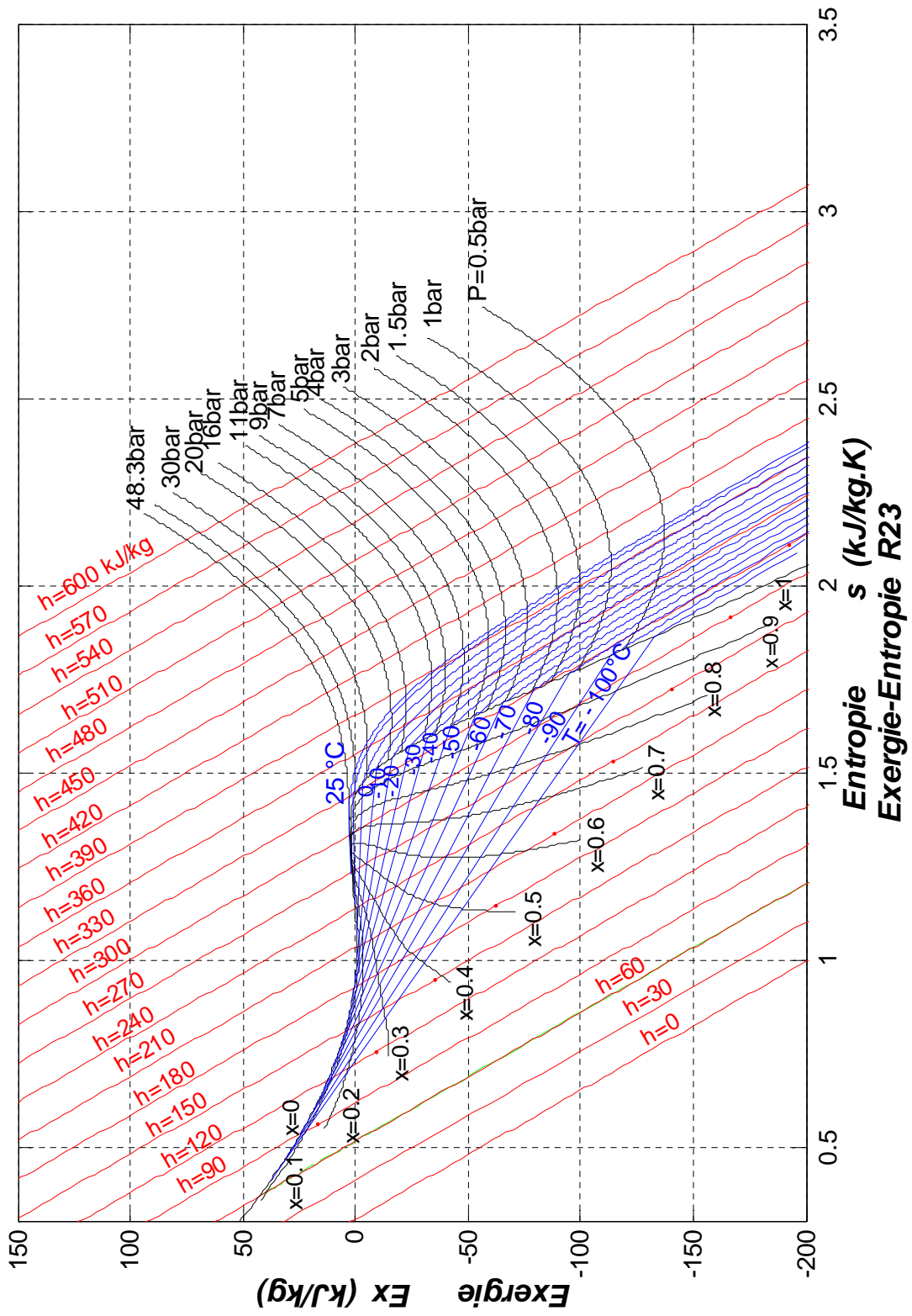


Fig.II.6 Diagramme exergetique ( $Ex, s$ ) du R23

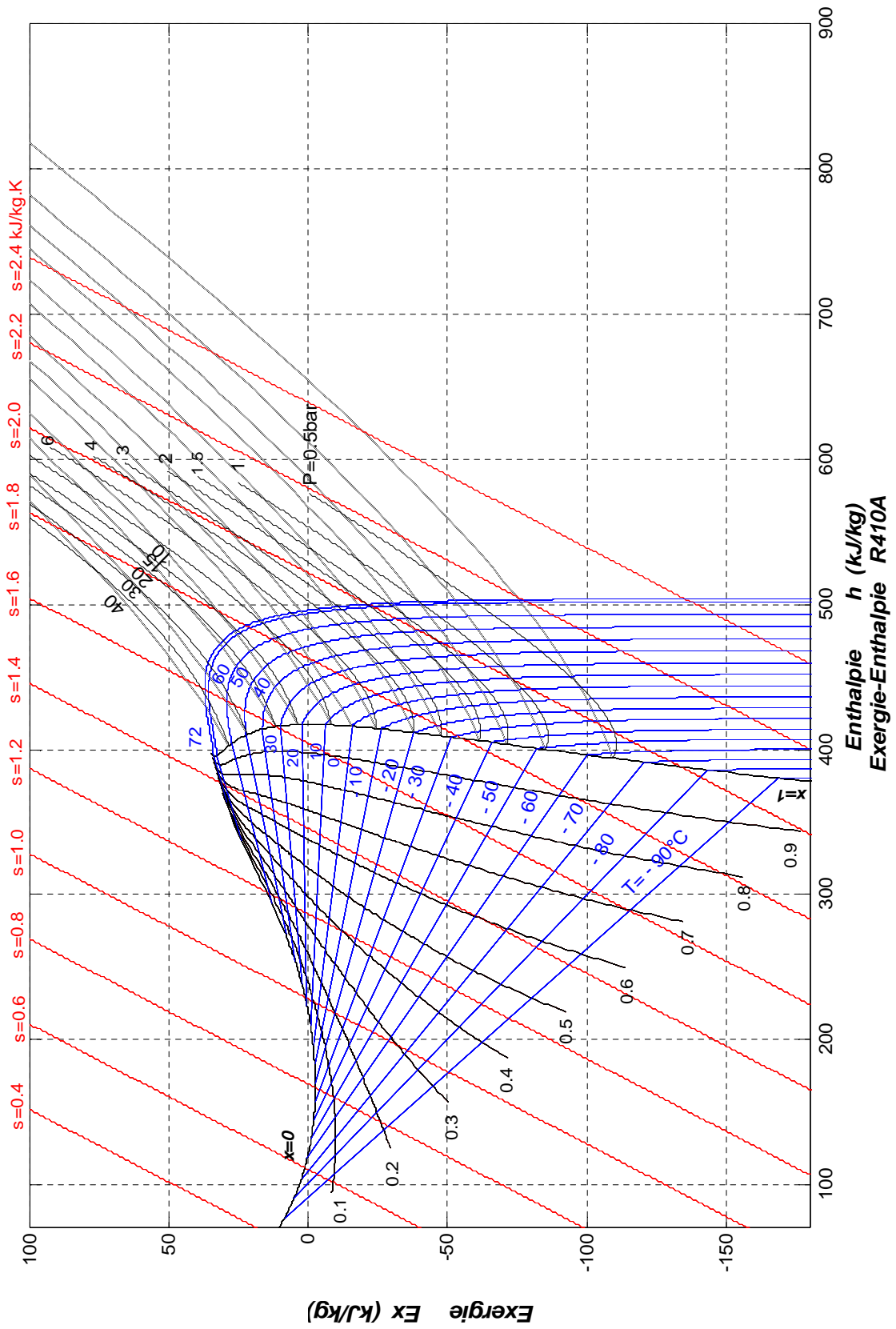


Fig.II.7 Diagramme exergetique (Ex, h) du R410A

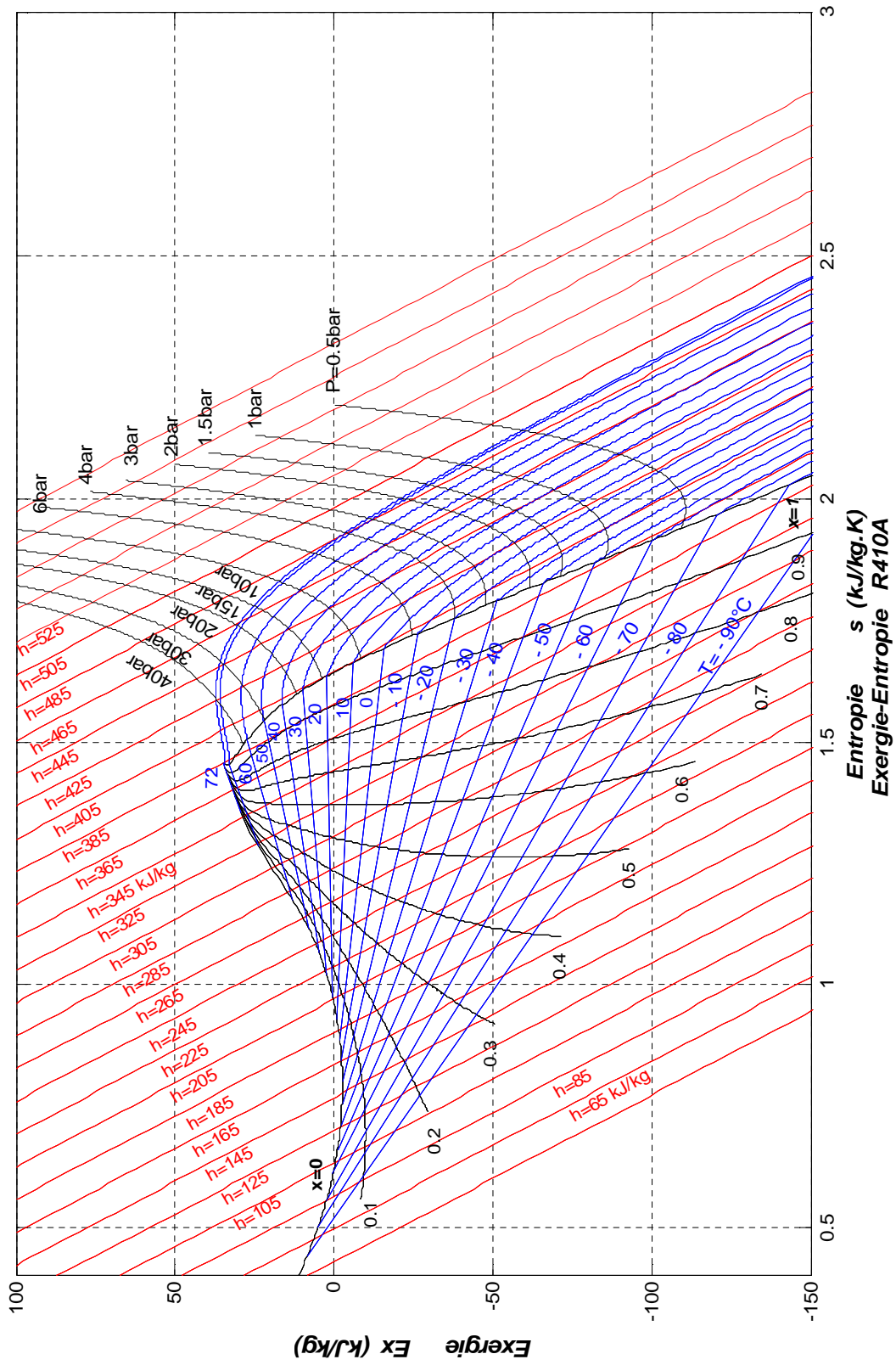


Fig.II.8 Diagramme exergetique (Ex, s) du R410A



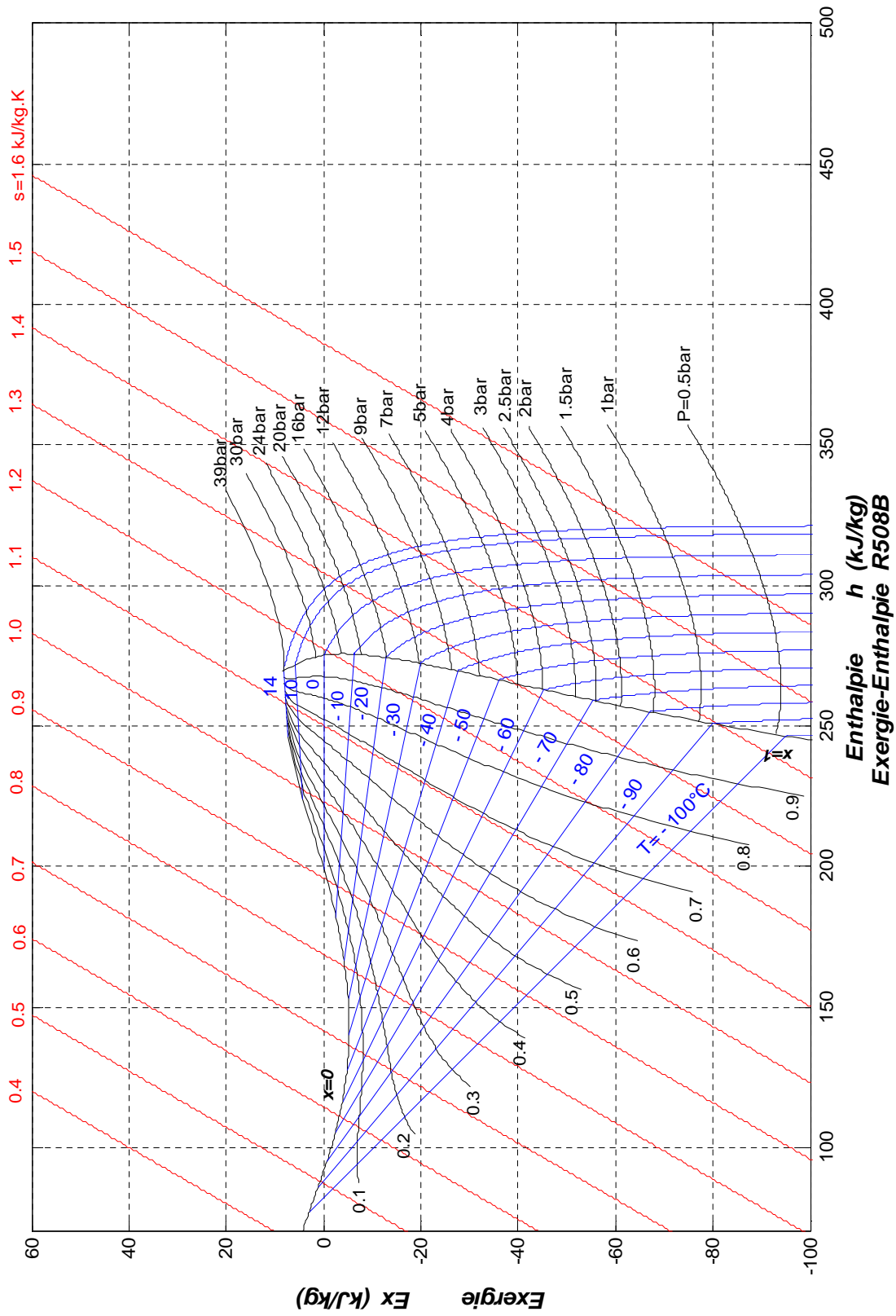


Fig.II.9 Diagramme exergetique (Ex, h) du R508B

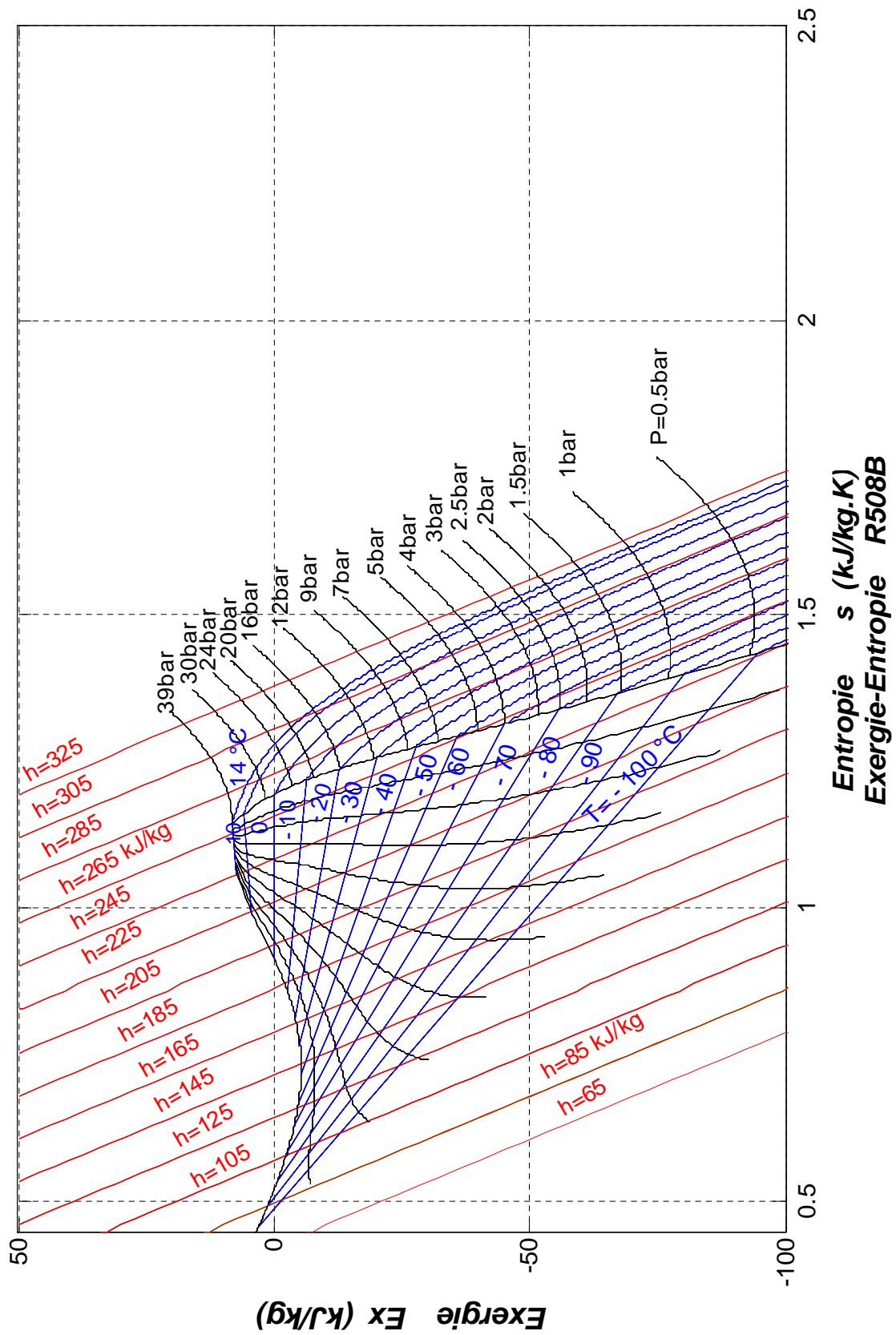


Fig.II.10 Diagramme exergetique (Ex, s) du R508B

## **II.4 Conclusion**

Dans ce chapitre nous avons mis au point des programmes informatiques pour le calcul des propriétés thermodynamiques des quatre fluides frigorigènes utilisés, sur la base de l'équation d'état de Martin-Hou. Une fois générées les tables de valeurs numériques sont transformées en diagrammes exergetiques (Exergie-Enthalpie) ou (Exergie-Entropie) et cela par le biais d'autres programmes informatiques.

# Chapitre III :

## *Analyse exergetique*

## Introduction

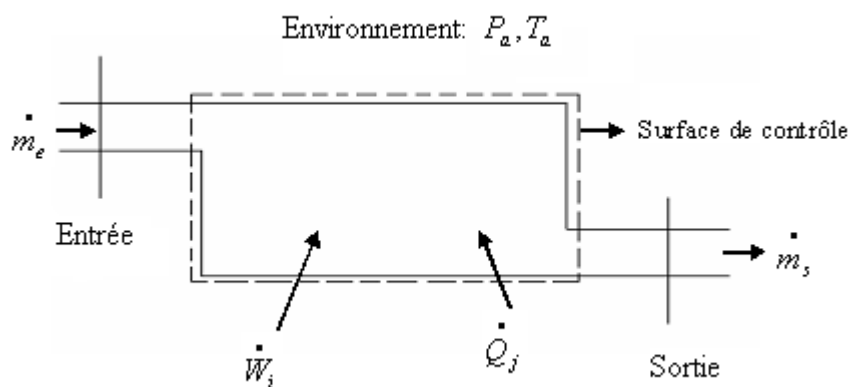
La théorie de l'exergie a pour objet de développer une méthode d'analyse intégrée qui englobe le premier et le deuxième principe de la thermodynamique. Elle permet de prendre en compte à la fois les quantités d'énergie mises en jeu et leur qualité, ce que le premier principe ne permet pas de faire. Son intérêt est qu'elle fournit un cadre tout à fait rigoureux pour quantifier la qualité thermodynamique d'un système quelconque, ouvert ou fermé, en régime stationnaire ou non.

Le rendement exergetique permet de mesurer le degré d'irréversibilité d'une installation thermodynamique ou encore le degré de dégradation de l'énergie qui s'y produit. L'objectif de la théorie de l'exergie est de réaliser les dispositifs les moins coûteux sur le plan de la dégradation de l'énergie. La théorie de l'exergie se développa vers 1950. Le physicien français George-Gouy (1854-1926) en fut un précurseur en évoquant, le premier, la notion d'énergie utilisable en 1889 [7]. Cette notion est à rapprocher de celle de travail maximum récupérable.

### III.1 Approche énergétique

#### III.1.1 Premier principe de la thermodynamique [22] [23] [27]

Soit le système ouvert schématiser par la figure (III.1)



**Figure III.1 Représentation schématique d'un système ouvert.**

Le premier principe peut être énoncé sous une forme beaucoup plus générale, applicable aux systèmes fermés ou bien aux systèmes ouverts en régime transitoire ou permanent :

$$\frac{dm}{dt} \left( u + \frac{1}{2} V^2 + g \cdot z \right) = \sum_i \dot{W}_i + \sum_j \dot{Q}_j + \sum_k \left( h_k + \frac{1}{2} V_k^2 + g \cdot z_k \right) \cdot \dot{m}_k \quad (3.1)$$

Avec :

$m$  : Masse de système.

$u$  : Énergie interne massique du système.

$V$  : Vitesse absolue par rapport à un repère terrestre.

$z$  : Altitude.

$\dot{W}_i$  : Puissance reçue par le système sous forme de travail par l'intermédiaire d'une machine  $i$ .

$\dot{Q}_j$  : Puissance reçue par le système sous forme de chaleur par l'intermédiaire d'une source  $j$  à la température  $T_j$ .

$\dot{m}_k$  : Débit massique de fluide traversant une section droite  $k$ .

$h_k$  : Enthalpie massique de fluide au niveau de la section droite  $k$ .

$V_k$  : Vitesse de fluide au niveau de la section droite  $k$ .

$z_k$  : Altitude de la section droite  $k$ .

Dans la suite de nos calculs, nous compterons positivement toutes les grandeurs entrantes échangées à travers la surface de contrôle, et négativement celles qui en sortent.

Comme, notre système se situe dans un environnement où règne une pression atmosphérique  $P_a$ , lorsque son volume varie de  $dV$  pendant un intervalle de temps  $dt$ , le système fournira une puissance sous forme d'un travail au milieu extérieur environnant.

Cette puissance ne nous intéresse pas, celle qui nous intéresse est la puissance effective que peut fournir le système  $\dot{W}_i^{eff}$ . Introduisons cette quantité dans l'équation (3.1) on aura :

$$\frac{dm}{dt} \left( u + P_a v + \frac{1}{2} V^2 + g \cdot z \right) = \sum_i \dot{W}_i^{eff} + \sum_j \dot{Q}_j + \sum_k \left( h_k + \frac{1}{2} V_k^2 + g \cdot z_k \right) \cdot \dot{m}_k \quad (3.2)$$

Avec :  $v$  : volume massique.

Intégrons l'équation (3,2) entre deux états 1 et 2 :

$$\Delta \left[ m \cdot \left( u + P_a v + \frac{1}{2} V^2 + g \cdot z \right) \right] = \sum_i W_i^{eff} + \sum_j Q_j + \sum_k \int_1^2 \left( h_k + \frac{1}{2} V_k^2 + g \cdot z_k \right) \cdot d\dot{m}_k \quad (3.3)$$

Avec :

$W_i^{eff}$  : Travail effectif reçu par le système de la machine i.

$Q_j$  : Chaleur reçue par le système de la source j à  $T_j$ .

On peut aussi envisager pour des cas particulier :

- Système indéformable :  $P_a \frac{dv}{dt} = 0$
- Système adiabatique :  $\sum_j \dot{Q}_j = 0$
- Système fermé :  $\dot{m}_k = 0$
- Régime permanent :  $\frac{d}{dt} = 0$ , les dérivées par rapport au temps sont nulles, les propriétés intensives du système sont donc inchangées au cours du temps.

### III.1.2 Deuxième principe de la thermodynamique

Le second principe introduit une fonction d'état dite « entropie » notée « s » qui a les propriétés suivantes :

- L'entropie d'un système quelconque augmente strictement dans une transformation adiabatique et réversible.
- Dans une transformation non adiabatique, la variation d'entropie est la somme de deux termes :
  - L'un relatif aux échanges des chaleurs avec l'extérieure.
  - L'autre relatif aux irréversibilités internes.

Considérons un système quelconque, fermé ou bien ouvert en régime permanent ou transitoire ; la variation d'entropie (ds) du système est donnée [27] par :

$$ds = \delta_e s + \delta_i s \quad (3.4)$$

Avec :

- ◆  $\delta_e s = \frac{\delta Q}{T}$  : terme d'entropie causé par les échanges de chaleur avec le milieu extérieur.
  - Il est nul si la transformation est adiabatique. ( $\delta Q = 0$ )
  - Il est positif si le système reçoit de la chaleur. ( $\delta Q > 0$ )
  - Il est négatif si le système perd de la chaleur (refroidissement). ( $\delta Q < 0$ )

♦  $\delta_i s = \frac{f}{T} \geq 0$  : terme d'entropie liée aux frottements visqueux .Il est toujours positif ; si la transformation est mécaniquement réversible ( $\delta_i s$  ) s'annule.

Dans le cas d'un système ouvert (figure III.1), et tenant compte de l'apport d'entropie par transfert de masse. Le deuxième principe s'écrit [22] :

$$m \cdot \frac{ds}{dt} = \sum_j \left[ \int \frac{\delta \dot{Q}_j}{T_j} \right] + \sum_k s_k \cdot \dot{m}_k + m \cdot \frac{\delta_i s}{dt} \quad (3,5)$$

Avec :

$T_j$  : Est la température commune à la source j et au système le long de la frontière (surface de contrôle).

$s_k$  : Est l'entropie massique de fluide au niveau de la section droite k.

### III.1.3 Rendement thermique – Efficacité [22]

D'une façon générale, on appelle rendement thermique le rapport entre l'énergie utile et l'énergie dépensée.

Donc, il n'est pas possible de donner une définition unique à ce rapport, car les notions d'utilités et des dépenses varient de cas en cas. En outre, dans certains de ces cas ce rapport se trouve supérieur à l'unité, certains thermodynamiciens parlent alors de coefficient de performance, d'autres préfèrent parler d'efficacité. On constate finalement, une certaine anarchie dans la description de cette performance.

Dans le cas des installations thermiques en régime permanent avec des variations des énergies cinétique et potentielle négligeables, le bilan (3,2) peut s'écrire :

$$\sum_i \dot{W}_i^{eff+} + \sum_j \dot{Q}_j^+ + \sum_k \dot{m}_k \cdot h_k^+ = \sum_i \dot{W}_i^{eff-} + \sum_j \dot{Q}_j^- + \sum_k \dot{m}_k \cdot h_k^- + \dot{Q}_a^- \quad (3.6)$$

Précisons que, les expressions  $\sum_j \dot{Q}_j^-$  et  $\sum_j \dot{Q}_j^+$  concernent toutes les puissances chaleur, à

l'exclusion de celles échangées avec l'atmosphère regroupées dans le terme  $\dot{Q}_a^-$ .

Le bilan énergétique (3,6), suggère de définir l'efficacité d'un système sous la forme :



$$\varepsilon = \frac{\sum_i \dot{W}_i^{eff-} + \sum_j \dot{Q}_j^- + \sum_k \dot{m}_k^- \cdot h_k}{\sum_i \dot{W}_i^{eff+} + \sum_j \dot{Q}_j^+ + \sum_k \dot{m}_k^+ \cdot h_k} \quad (3.7)$$

## III.2 Approche exergetique

L'énergie représente une quantité sans critère qualitatif particulier, mais le fonctionnement de tout système réel ou procédé s'effectue en présence d'irréversibilités.

Ces irréversibilités se traduisent par une perte d'énergie noble appelé « énergie mécanisable » ou « l'exergie ». Il est de plus haute importance pour l'ingénieur de localiser, chiffrer ces pertes d'exergie de façon à pouvoir améliorer le fonctionnement de son système.

Dans cette approche nous allons tenter d'expliquer d'une façon que nous souhaitons la plus claire possible et la plus directement utilisable, ce qui est la notion d'exergie.

### III.2.1 L'exergie [29]

Les travaux de Gouy-Stodola ont été généralisés par J.Szargut qui propose pour l'exergie, la définition suivante :

« L'exergie est la quantité d'énergie mécanisable qu'il est possible d'obtenir avec de la matière qui est portée, dans la transformation réversible mise en œuvre, à l'équilibre thermodynamique avec les composants naturels de l'environnement avec lesquels elle interagit et uniquement avec ceux-ci ».[30]

Comme on peut aussi définir l'exergie comme étant le travail maximal utile qui peut être extrait d'un système dans un environnement dont la température  $T_a$  et la pression  $P_a$  seraient uniformes.[29]

Définissons l'exergie  $E_X$  comme la grandeur d'état extensive égale à : [23]

$$E_X = m \cdot (E - T_a \cdot s + P_a \cdot v) = m \cdot \left( u + \frac{1}{2} V^2 + g \cdot z - T_a \cdot s + P_a \cdot v \right) \quad (3.8)$$

Avec :

E : énergie totale massique.

s : entropie massique.

v : volume massique

u : énergie interne massique.

- La puissance exergetique cédée par le système est :

$$\dot{E}_X = \frac{dE_X}{dt} - \sum_k \dot{m} \cdot \left( h_k - T_a \cdot s_k + \frac{1}{2} V_k^2 + g \cdot z_k \right) \quad (3.9)$$

- La puissance dissipée (ou dissipation) à la température  $T_a$  est égale à :

$$\dot{D}_a = T_a \cdot m \cdot \frac{\delta_i s}{dt} \quad (3.10)$$

Le terme  $\delta_i$  représente l'irréversibilité du système.

### III.2.2 Bilan exergetique

Multiplions l'équation (3.5) du deuxième principe par la température  $T_a$  on aura :

$$m \cdot T_a \cdot \frac{ds}{dt} = T_a \sum_j \left[ \int \frac{\delta \dot{Q}_j}{T_j} \right] + T_a \sum_k s_k \cdot \dot{m}_k + m \cdot T_a \cdot \frac{\delta_i s}{dt} \quad (3.11)$$

On soustrait cette dernière équation de l'équation du premier principe (3.2), et après substitution des équations (3.9), et (3.10) on aura le bilan exergetique suivant :

$$\sum_i \dot{W}_i^{eff} + \sum_j \int \left( 1 - \frac{T_a}{T_j} \right) \delta \dot{Q}_j = \dot{E}_X + \dot{D}_a \quad (3.12)$$

L'équation précédente (3.12) peut être intégrée entre deux états 1 et 2 et devient :

$$\sum_i W_i^{eff} + \sum_j \int \left( 1 - \frac{T_a}{T_j} \right) \delta Q_j = \Delta E_X + D_a \quad (3.13)$$

Elle représente l'expression du bilan exergetique pour un système.

La somme des travaux effectifs  $W_i^{eff}$  et des chaleurs  $\delta Q_j$  affectées du facteur de Carnot

$\left( 1 - \frac{T_a}{T_j} \right)$ , représente le travail maximal récupérable.

Le travail effectif, fourni ou reçu par le système, est égal à ce travail maximal diminué des pertes exergetique  $D_a$ .

Envisageons diverses températures  $T_j$  pour la source  $j$ , avec laquelle s'effectue le transfert de thermique  $\delta Q_j$  comme suit :

- Si  $T_j$  est infinie alors  $\left(1 - \frac{T_a}{T_j}\right) \rightarrow 1$ , le transfert thermique est équivalent à un transfert travail. Ce transfert thermique, possède dans ces conditions, la même qualité que le transfert travail.
- Si  $T_a < T_j$ , on a  $0 < \left(1 - \frac{T_a}{T_j}\right) < 1$ , cela signifie que le transfert thermique n'est pas équivalent à la même puissance transférée sous forme de travail. Nous dirons qu'elle est de moindre qualité.
- Si  $T_a = T_j$ , alors  $\left(1 - \frac{T_a}{T_j}\right) = 0$ , le transfert thermique n'a plus d'intérêt.

### III.2.3 Rendement exergetique [22] [29] [31]

Le rendement exergetique est égal au rapport de l'exergie récupérable sur l'exergie introduite dans le systeme.

Dans le cas des installations thermiques, en régime permanent sans variations des énergies cinétique et potentielle. Le bilan exergetique (3.12) peut s'écrire :

$$\sum_i \dot{W}_i^{eff-} + \sum_j \int \left(1 - \frac{T_a}{T_j}\right) \delta \dot{Q}_j^- + \sum_k \dot{m}_k^- (h_k - T_a \cdot s_k) = \sum_i \dot{W}_i^{eff+} + \sum_j \int \left(1 - \frac{T_a}{T_j}\right) \delta \dot{Q}_j^+ + \sum_k \dot{m}_k^+ (h_k - T_a \cdot s_k) - \dot{D} \quad (3.14)$$

Posons le premier membre de l'équation (3.14) égal à  $\dot{N}$ , et le second membre égal à  $\dot{L} - \dot{D}$ .

On en déduit le rendement exergetique d'après la définition :

$$\eta = \frac{\dot{N}}{\dot{L}} = \frac{\dot{L} - \dot{D}}{\dot{L}} = 1 - \frac{\dot{D}}{\dot{L}} = 1 - \psi \quad (3.15)$$

$\psi$  : Représente les pertes exergetiques, en valeur relative.

### III.3 Conclusion

Dans ce chapitre nous avons brièvement rappelé le principe de l'analyse énergétique classique et connue, donnant lieu au concept de rendement thermique pour les machines motrices et au coefficient de performance pour les machines frigorifiques.

Nous avons exposé, en combinant le premier et le second principe de la thermodynamique l'équation du bilan exergetique, en faisant apparaître la perte exergetique (D) d'un système. Enfin nous avons donné l'expression du rendement exergetique.

Les équations de bilan exergetique, de perte et de rendement exergetique seront mises en œuvre sur les deux exemples d'installations que nous avons choisis d'étudier.

# Chapitre IV :

*Application aux  
installations frigorifiques*

Au cours de ce chapitre nous illustrerons l'intérêt de l'analyse exergetique et surtout l'intérêt pratique et même pédagogique des diagrammes exergetiques mis au point. Deux installations frigorifiques seront étudiées, il s'agit d'une installation à deux étages de compression à injection totale et d'une installation en cascade.

Chacun des éléments constituant l'installations sera analysé seul en essayant d'identifier la nature de la perte thermodynamique dont il est le siège, d'évaluer l'intensité de cette perte et enfin d'en faire une représentation graphique comparativement à un fonctionnement idéal.

## IV.1 Installation frigorifique à deux étages de compression

### IV.1.1 Description

Soit l'installation frigorifique de la figure (IV.1.1), fonctionnant au R134a et destinée à maintenir une enceinte réfrigérée à température  $T_i$ .

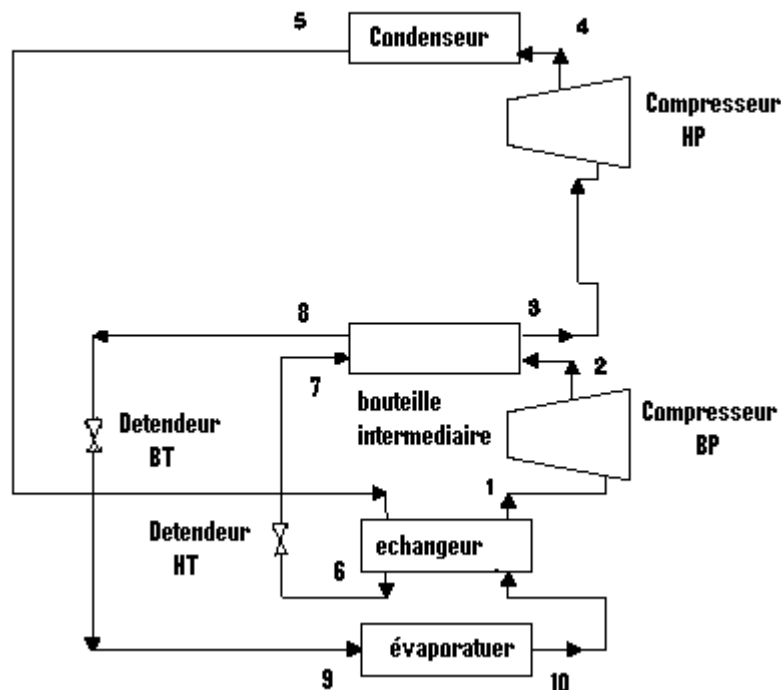


Fig.IV.1.1

Schéma d'une installation à deux étages de compression, à injection totale.

### IV.1.2 Hypothèses

Toute l'analyse qui s'en suit sera basée sur les hypothèses suivantes :

- Les variations des énergies cinétique et potentielle sont négligeables.
- Le régime est permanent.

- Les pertes de charge dans les conduites sont négligeables.
- Les deux compresseurs, l'échangeur, la bouteille intermédiaire, ainsi que les deux détendeurs sont parfaitement isolés (adiabatiques vis-à-vis du milieu extérieur).

#### IV.1.3 Données

- Température du milieu réfrigéré :  $T_i = -25 \text{ °C}$ .
- Température d'évaporation :  $T_0 = -35 \text{ °C}$ .
- Température de condensation :  $T_c = 30 \text{ °C}$ .
- La surchauffe des vapeurs à l'aspiration, sera de  $10 \text{ °C}$ .
- Le rendement isentropique des deux compresseurs est estimé à  $\eta_s = 0.7$
- La puissance frigorifique :  $\phi = 45 \text{ kW}$

#### IV.1.4 Etat thermodynamique des différents points du cycle

Nous avons mis en place un programme informatique pour le calcul des propriétés thermodynamiques du fluide frigorigène, en chaque point du cycle frigorifique.

Le choix de la pression intermédiaire entre les deux étages de compression, s'opère par l'égalité des taux de compression :  $\frac{P_c}{P_i} = \frac{P_i}{P_0} \Rightarrow P_i = \sqrt{P_c \cdot P_0}$ .

Le débit massique de vapeur aspiré par le compresseur basse pression, se calcule de la façon classique :  $\dot{m}_{BP} = \frac{\phi}{h_{10} - h_9} = 0.2432 \text{ kg/s}$

Le débit massique de vapeur aspiré par le compresseur haute pression, se déduit à partir d'un bilan enthalpique sur la bouteille intermédiaire :  $\dot{m}_{HP} = \dot{m}_{BP} \frac{(h_2 - h_8)}{(h_3 - h_6)}$

La détermination de l'enthalpie massique du point 6, se fait à l'aide d'un bilan enthalpique sur l'échangeur, on aura :

$$\dot{m}_{HP} (h_5 - h_6) = \dot{m}_{BP} (h_1 - h_{10})$$

On remplace par la valeur de  $\dot{m}_{HP}$  dans cette dernière égalité on tire la valeur de l'enthalpie massique du point 6 :  $h_6 = 86.159 \text{ kJ/kg}$ .

$$\text{D'où : } \dot{m}_{HP} = \dot{m}_{BP} \frac{(h_2 - h_8)}{(h_3 - h_6)} = 0.3548 \text{ kg/s}$$

Le tableau (IV.1.1) donne les valeurs numériques nécessaires aux calculs exergetiques, et ce pour chaque point du cycle frigorifique.

points	T (°C)	P (kPa)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)	Ex (kJ/kg)	x	état physique
10	-35.0	66.547	226.022	0.94929	- 41.7656	1	Vapeur saturée
1	- 25.0	66.547	233.805	0.98131	- 43.2712	-	Vapeur surchauffée
2s	-	-	259.187	0.98131	-17.8859	-	Vapeur surchauffée
2	24.5	226.374	270.065	1.01876	-17.8813	-	Vapeur surchauffée
3	-6.9	226.374	243.190	0.92316	-17.0144	1	Vapeur saturée
4s	-	-	268.427	0.92316	8.22630	-	Vapeur surchauffée
4	42.5	770.057	279.243	0.95773	9.00563	-	Vapeur surchauffée
4'	30.0	770.057	263.497	0.90700	7.98060	1	Vapeur saturée
5	30.0	770.057	91.493	0.33961	0.60410	0	Liquide saturé
6	-	770.057	86.159	0.32225	0.3095	-	Liquide Sous-refroidi
7	- 6.9	226.374	86.159	0.33336	-2.91500	0.224	Mélange liquide-vapeur
8	- 6.9	226.374	40.958	0.16358	1.14510	0	Liquide saturé
9	- 35.0	226.374	40.958	0.17221	- 1.36760	0.159	Mélange liquide-vapeur
2'	-	-	270.065	0.98131	-7.01749	-	Vapeur surchauffée
4''	-	-	279.243	0.92316	19.03521	-	Vapeur surchauffée
9'	- 25.0	-	40.958	0.16717	0.10470	0.107	Mélange liquide-vapeur
10'	- 25.0	-	226.022	0.91294	- 31.2128	0.971	Mélange liquide-vapeur

**Tableau IV.1.1 Tableau des états thermodynamiques du cycle.**

### IV.1.5 Tracé du cycle sur le diagramme exergetique

La figure (IV.1.2), est la représentation du cycle frigorifique décrit par l'unité de masse de fluide frigorigène R134a dans un diagramme exergie-enthalpie (Ex, h).

Sur ce diagramme, les différences significatives d'enthalpie apparaissent sous forme de distances horizontales, et celles d'exergie apparaissent sous forme des distances verticales.

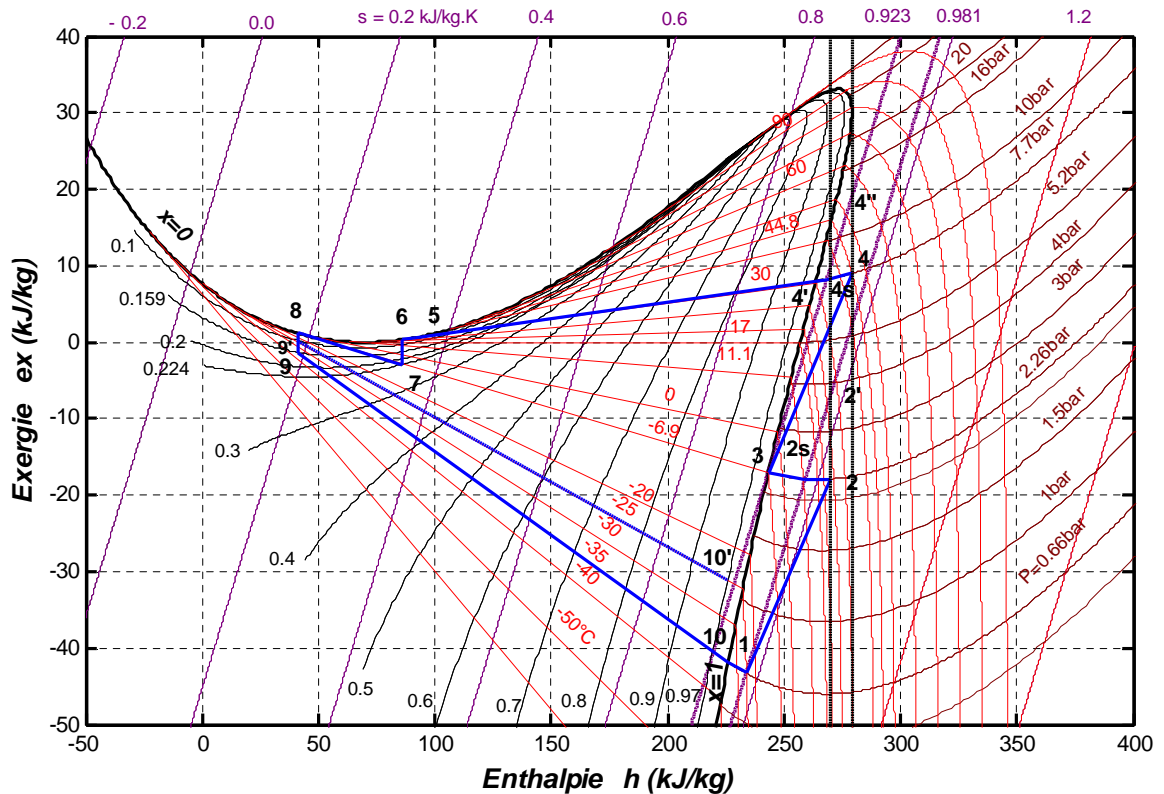


Fig. IV.1.2 Tracé du cycle de l'installation sur le diagramme exergetique (ex, h).

Les évolutions suivies par le fluide sont :

- Transformation 1-2 : les vapeurs surchauffées partent de l'échangeur (point 1) avec une pression  $P_1$  et une température  $T_1$ , elles sont aspirées et comprimées par le compresseur BP jusqu'au point 2 ( $P_2, T_2$ ),
- Transformation 2-3 : les vapeurs sont dirigées vers la bouteille intermédiaire, et sont désurchauffées à pression constante. Vaporisation d'une quantité du liquide contenu dans la bouteille,
- Transformation 3-4 : les vapeurs sont comprimées de nouveau dans le compresseur HP jusqu'à la pression de condensation  $P_c=P_4$ ,
- Transformation 4-6 : désurchauffe (4-4'), condensation des vapeurs (4'-5) à pression constante  $P_c$ , sous refroidissement du liquide formé (5-6),



- Transformation 6-7 : détente isenthalpique du liquide de  $P_c$  à  $P_2$  dans le détendeur haute température (HT),
- Transformation 7-8 : séparation du liquide dans la bouteille intermédiaire,
- Transformation 8-9 : détente de liquide saturé dans le détendeur basse température (BT) de  $P_2$  à  $P_0=P_1$ ,
- Transformation 9-10 : le fluide frigorigène s'évapore à pression constante  $P_0$ , en absorbant la chaleur du milieu à refroidir,
- Transformation 10-1 : surchauffe des vapeurs formées, et refroidissement du liquide.

#### IV.1.6 Analyse exergetique des éléments de l'installation

Chacun des éléments constituant l'installation sera analysé séparément. Nous tenterons d'évaluer sa perte et son rendement exergetique.

##### IV.1.6.1 Analyse exergetique du compresseur BP

La transformation représentée par la ligne (1-2) sur la figure (IV.1.3), correspond à la phase de compression, qui est adiabatique et irréversible.

La transformation (1-2s), correspond à la compression qui est isentropique et réversible (transformation idéale).

Comme le rôle du compresseur, est de communiquer au fluide frigorigène une énergie nécessaire pour atteindre les conditions satisfaisantes de condensation, alors, il sera intéressant de déterminer l'exergie reçue par le compresseur, et celle fournie au frigorigène par ce dernier.

##### ➤ Puissance exergetique reçue par le compresseur BP

Tenant compte des hypothèses et d'après la relation (3.9) le flux d'exergie reçu par le compresseur BP est :

$$\dot{E}_X \text{ cBP} = \dot{m}_{BP} [(h_2 - h_1) - T_a (s_2 - s_1)]$$

Sachant que l'enthalpie du point 2 est la même que celle du point 2', on aura :

$$\dot{E}_X \text{ cBP} = \dot{m}_{BP} [(h_2 - h_1) - T_a (s_2 - s_1)] = \dot{m}_{BP} [Ex_2 - Ex_1]$$

Le travail consommé par le compresseur adiabatique est :

$$W_{CBP} = h_2 - h_1$$

Si ce travail est transmis réversiblement au fluide c'est-à-dire en injectant une énergie au fluide ( $h_2-h_1$ ) à entropie constante, celui ci quitterait le compresseur à l'état (2s) tel que

$h_2 = h_{2'}$  et  $s_{2s} = s_1$  d'où :

$$\dot{E}_X \text{ cBP} = \dot{m}_{BP} (h_2 - h_1) = \dot{m}_{BP} [Ex_{2'} - Ex_1] = 8.8169 \text{ kW}$$

Cette exergie rapportée à l'unité de masse de fluide frigorigène, est lisible directement sur la figure (IV.1.3). Elle est lisible sur l'axe des abscisses «  $h_2 - h_1$  » ce qui correspond aussi au travail massique du compresseur, ou bien sur l'axe des ordonnées «  $Ex_{2'} - Ex_1$  ».

➤ **Puissance exergetique reçue par le frigorigène**

D'après, la relation (3.9), le compresseur communiquera une puissance exergetique au frigorigène qui vaut :

$$\dot{E}_X f = \dot{m}_{BP} [(h_2 - h_1) - T_a (s_2 - s_1)] = 6.1748 \text{ kW}$$

Si on ramène cette puissance à l'unité de masse de fluide, l'exergie correspondante peut être lue directement sur la figure (IV.1.3) par la différence «  $Ex_{2'} - Ex_1$  ».

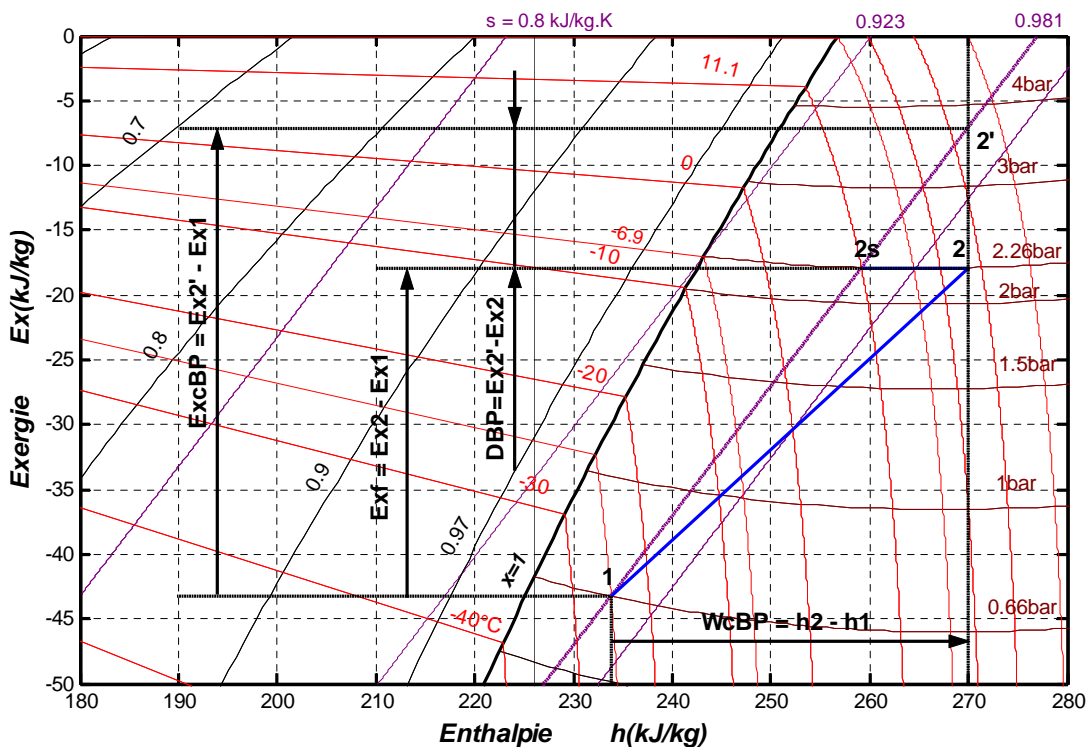


Fig. IV.1.3 Représentation de la compression BP sur le diagramme (Ex, h).

➤ **Perte exergetique du compresseur BP**

La perte exergetique du compresseur peut être calculée, soit par la différence entre l'exergie reçue par le compresseur et celle communiquée au frigorigène, soit en appliquant directement la relation (3.10) suivante:

$$\dot{D}_{BP} = \dot{E}_{xcBP} - \dot{E}_{xf} = \dot{m}_{BP} T_a \cdot (s_2 - s_1) = 2.6422 \text{ kW}$$

Cette perte peut être lue directement sur l'axe des ordonnées du diagramme de la figure (IV.1.3) pour l'unité de masse de fluide frigorigène, elle est représentée par le segment «  $E_{x_2}$ - $E_{x_1}$  ».

Cette perte exergetique est due aux phénomènes de dissipation par frottement.

#### ➤ Rendement exergetique de compresseur BP

Le rendement exergetique du compresseur BP est donné par (3.15) :

$$\eta_{CBP} = \frac{\dot{E}_{xf}}{\dot{E}_{xcBP}} = 1 - \frac{\dot{D}_{BP}}{\dot{E}_{xcBP}} = 0.7003 = 70.03\%$$

Pour minimiser la perte exergetique du compresseur, on remarque directement sur la figure (IV.1.3), que plus la droite de la transformation (1-2) se rapproche de celle de la transformation (1-2s) (transformation idéale), plus la perte exergetique diminue.

Le rendement exergetique du compresseur serait égal à l'unité, si la droite de la transformation (1-2) coïncide avec celle de la transformation isentropique (1-2s), c'est le fonctionnement idéal du compresseur.

#### IV.1.6.2 Analyse exergetique de compresseur HP

On procède de la même manière pour le compresseur HP en se referant à la figure (IV.1.4).

#### ➤ Puissance exergetique reçue par le compresseur HP

$$\dot{E}_{xcHP} = \dot{m}_{HP} (h_4 - h_3) = \dot{m}_{HP} (E_{x_4} - E_{x_3}) = 12.7904 \text{ kW}$$

Cette exergie rapportée à l'unité de masse de fluide frigorigène, est lisible directement sur la figure (IV.1.4). Elle est lisible sur l'axe des abscisses «  $h_4$ - $h_3$  » ce qui correspond aussi au travail massique du compresseur, ou bien sur l'axe des ordonnées «  $E_{x_4}$ - $E_{x_3}$  ».

#### ➤ Puissance exergetique reçue par le frigorigène

$$\dot{E}_{xf} = \dot{m}_{HP} [(h_4 - h_3) - T_a (s_4 - s_3)] = 9.2319 \text{ kW}$$

Si on ramène cette puissance à l'unité de masse de fluide, l'exergie correspondante peut être lue directement sur la figure (IV.1.4) par le segment «  $E_{x_4}$ - $E_{x_3}$  ».

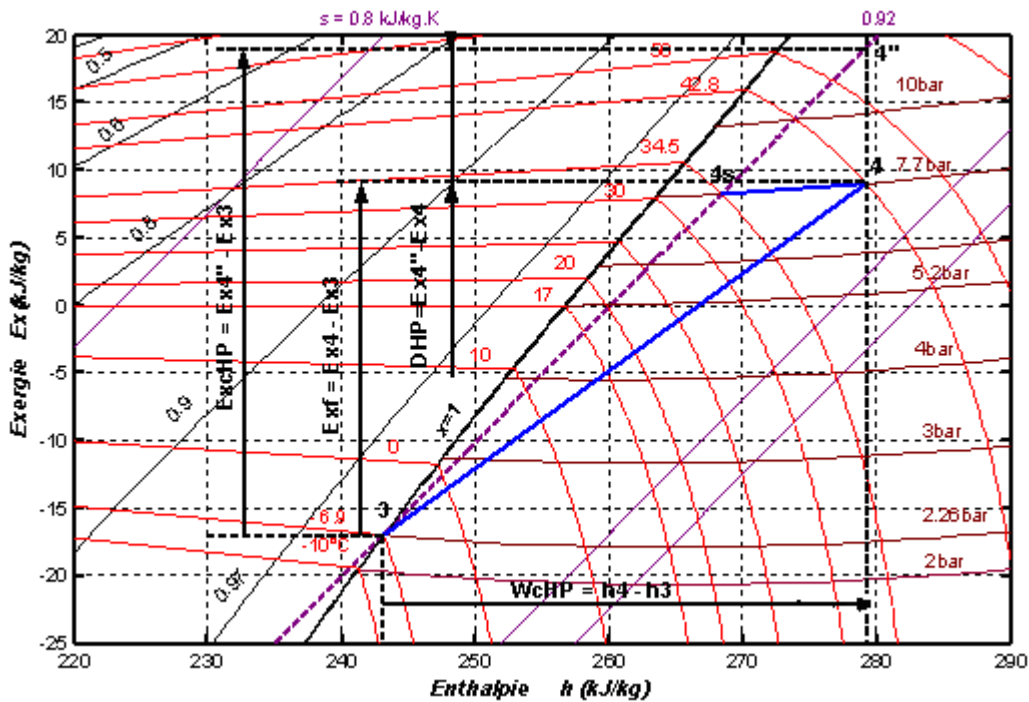


Fig. IV.1.4 Représentation de la compression HP sur le diagramme (Ex, h).

➤ Perte exergétique du compresseur HP

$$\dot{D}_{HP} = \dot{E}_{xcHP} - \dot{E}_{xf} = \dot{m}_{HP} T_a \cdot (s_4 - s_3) = 3.5585 \text{ kW}$$

Cette perte reportée à l'unité de masse de fluide frigorigène peut être lue directement sur la figure (IV.1.4), elle est représentée par la distance « Ex4''-Ex4 ».

Cette perte exergétique est due aux phénomènes de dissipation par frottement.

➤ Rendement exergétique de compresseur HP

$$\eta_{cHP} = \frac{\dot{E}_{xf}}{\dot{E}_{xcHP}} = 1 - \frac{\dot{D}_{HP}}{\dot{E}_{xcHP}} = 0.7218 = 72.18\%$$

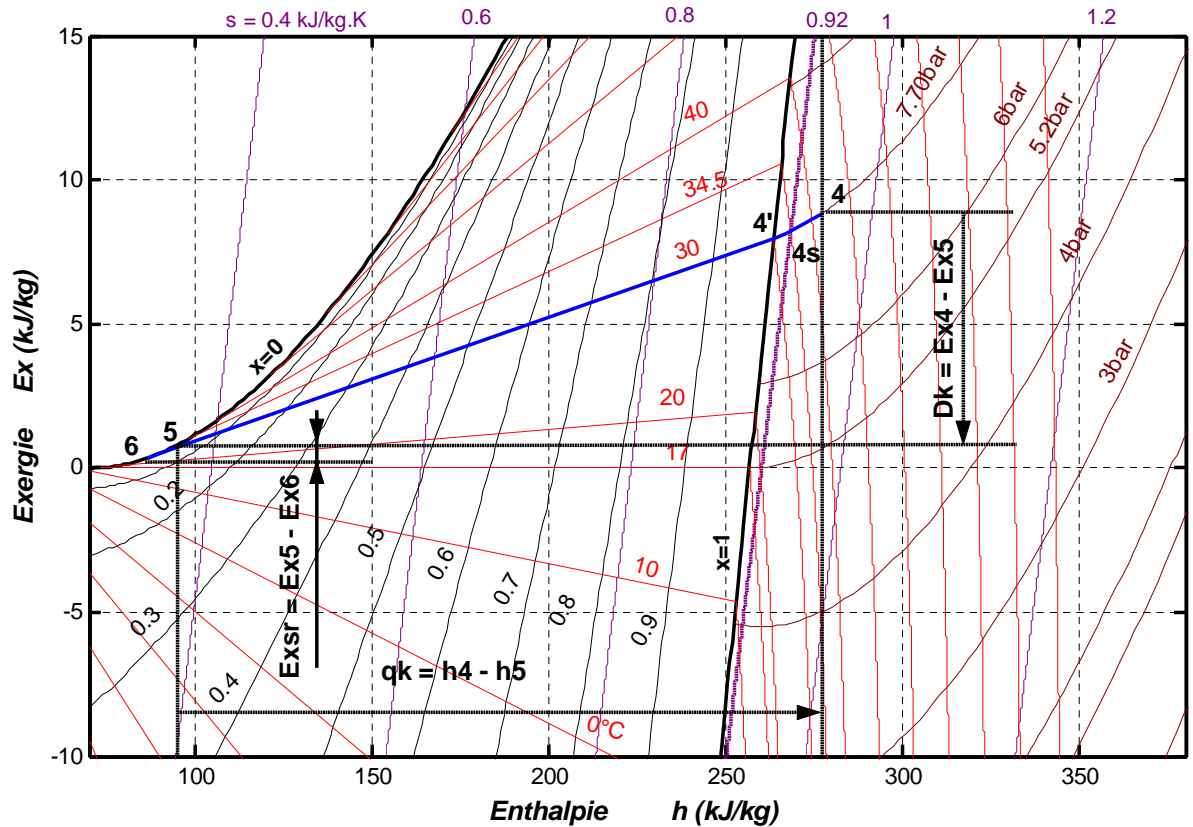
On remarque si la compression était réversible (isentropique), elle serait représentée par la ligne (3-4s). Les rendements, isentropique et exergétique, seraient alors égaux à l'unité. En définitive, plus la ligne (3-4) symbolisant la compression réelle se rapproche de l'isentrope (3-4s), plus les rendements exergétique et isentropique s'améliorent et tendre vers la valeur unité.

IV.1.6.3 Analyse exergétique du condenseur

La transformation (4-6) de la figure (IV.1.5) représente l'évolution à pression constante (P<sub>c</sub>) du fluide frigorigène dans le condenseur avec :

- La transformation (4-4') correspond à la phase de la désurchauffe des vapeurs de T<sub>4</sub> à T<sub>4'</sub>.

- La transformation (4'-5) correspond à la phase de la condensation à température et pression constante :  $T_{4'}=T_5=T_c$  et  $P_{4'}=P_5=P_c$ .
- La transformation (5-6) correspond à la phase de sous-refroidissement de  $T_5$  à  $T_6$ .



**Fig.IV.1.5 Représentation de la condensation sur le diagramme (Ex, h).**

Appliquons l'équation de bilan (3.12) pour le condenseur, et comme la température de la source chaude est égale à la température de l'atmosphère  $T_a$ , on a le facteur de Carnot

$\left(1 - \frac{T_a}{T_a}\right)$  égal à zéro et le bilan (3.12) devient :

$$\dot{E}_{Xcond} + \dot{D}_{cond} = 0 \Rightarrow \dot{D}_{cond} = -\dot{E}_{Xcond}$$

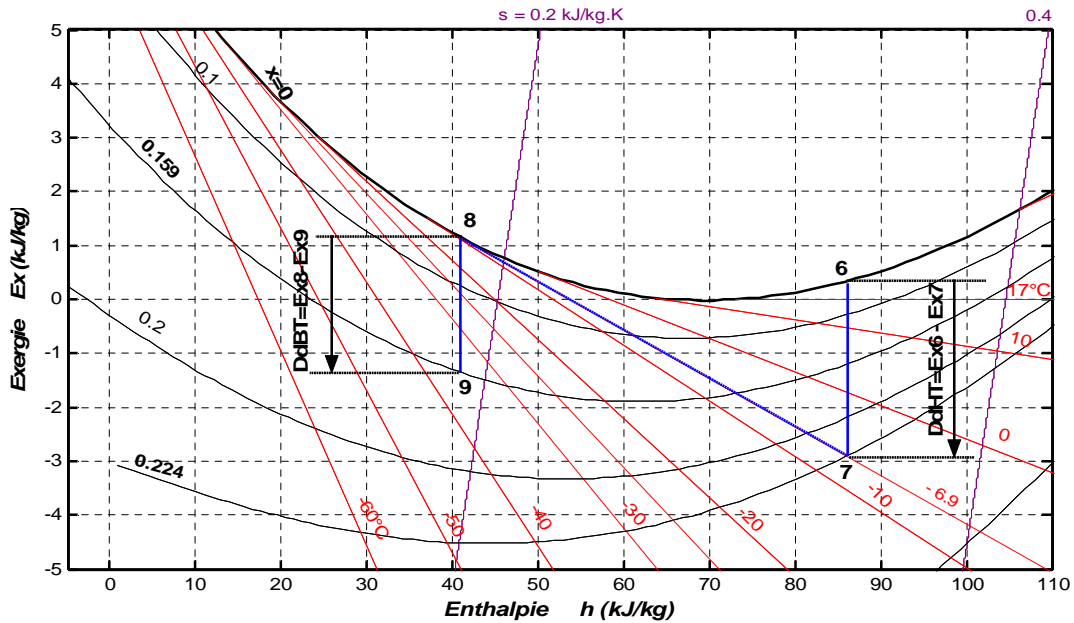
Donc toute la puissance exergetique cédée au niveau de condenseur est une perte due à la dévalorisation de l'énergie qui est égale à :

$$\dot{D}_K = \dot{m}_{HP} \cdot [(h_4 - h_5) - T_a (s_4 - s_5)] = 2.9809 \text{ kW}$$

Cette perte est directement lisible sur l'axe des ordonnées du diagramme de la figure (IV.1.5) et ceci pour l'unité de masse de fluide frigorigène ; elle est représentée par le segment «  $Ex_4 - Ex_5$  ».

**IV.1.6.4 Analyse exergetique de la détente**

Dans cette application, on est en présence d'une détente bi-étagée. La transformation (6-7) représentée sur la figure (IV.1.6) correspond à la phase de la détente isenthalpique dans le détendeur haute température, et celle de détendeur basse température correspond à la transformation(8-9).



**Fig.IV.1.6 Représentation de la détente sur le diagramme (Ex, h).**

Analysons les deux détendeurs séparément :

- **Détendeur HT**

Comme la détente est isenthalpique (détente de Joule-Tomson), et compte tenue des hypothèses précédentes, le flux d'exergie associé aux transferts de chaleur est nul ( $\delta Q = 0$ ).

D'après le bilan d'exergie, on a une perte d'exergie qui est égale à :

$$\dot{D}_{dHT} = \dot{E}x_6 - \dot{E}x_7 = \dot{m}_{HP} \cdot [-T_a (s_6 - s_7)] = 1.1436 \text{ kW}$$

C'est une perte de type d'essipative.

Cette perte peut être lue directement sur le diagramme de la figure (IV.1.6), et ceci pour une unité de masse de fluide frigorigène ; elle est représentée par le segment «  $Ex_6 - Ex_7$  ».

On remarque sur la figure (IV.1.6), que plus la température de sous-refroidissement se rapproche de celle de référence du milieu extérieur plus la perte exergetique diminue.

- **Détendeur BT**

Comme pour le détendeur HT, la perte d'exergie dans le détendeur BT est donnée par :

$$\dot{D}_{dBT} = \dot{m}_{BP} \cdot [-T_a (s_8 - s_9)] = 0.6089 \text{ kW}$$

Cette perte peut être retrouvée par la différence « Ex<sub>8</sub>-Ex<sub>9</sub> » pour une unité de masse de fluide frigorigène, qui est lisible sur le diagramme de la figure (IV.1.6).

On déduit de la figure (IV.1.6), que plus on sous-refroidit au dessous de la température de référence du milieu extérieur plus la production frigorifique est plus importante.

#### IV.1.6.5 Analyse exergétique de l'évaporateur

La figure (IV.1.7) donne, la représentation de la transformation (9-10) correspond à la phase d'évaporation à pression et température constantes, et celle représentée par (10-1) correspond à la phase de la surchauffe des vapeurs dans l'échangeur.

Durant la phase d'évaporation (9-10), le fluide frigorigène absorbe une quantité de chaleur en provenance de l'enceinte réfrigérée, donc l'exergie du frigorigène décroît de la quantité.

➤ **Puissance exergie cédée par le frigorigène à T<sub>9</sub>**

Cette puissance est associée au transfert de chaleur:

$$\dot{E}_{x0} = \dot{m}_{BP} \cdot [(h_9 - h_{10}) - T_a (s_9 - s_{10})] = 9.8250 \text{ kW}$$

Pour une masse de fluide, cette puissance peut être lue directement sur la figure (IV.1.7) qui correspond à « Ex<sub>9</sub>-Ex<sub>10</sub> ».

Une quantité de cette puissance exergie sera absorbée par l'enceinte réfrigérée :

➤ **Puissance exergie absorbée par l'enceinte réfrigérée à T<sub>i</sub>**

Elle est due au transfert de chaleur :

$$\dot{E}_{x^*0} = \left( \frac{T_a}{T_i} - 1 \right) \dot{\phi} = 7.6164 \text{ kW}$$

Cette grandeur peut être lue sur la figure (IV.1.7), pour une unité de masse de frigorigène par la différence « Ex<sub>9</sub>-Ex<sub>10</sub> ».

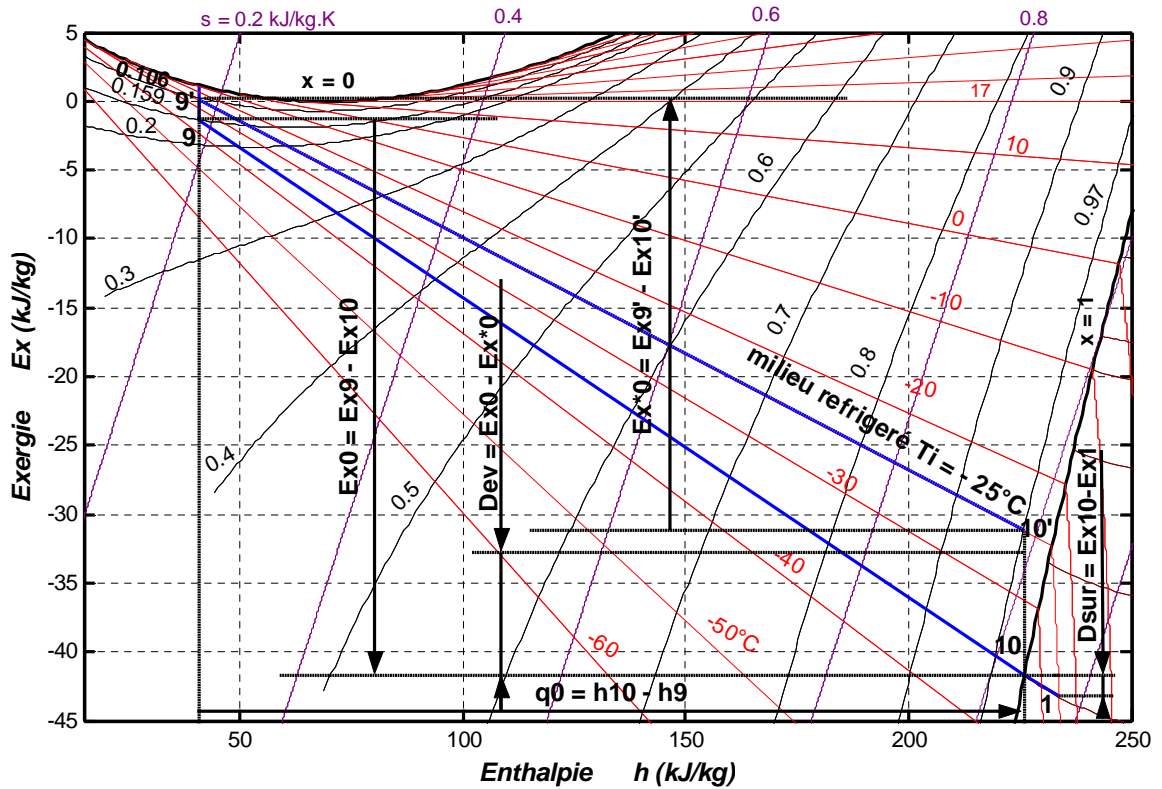


Fig.IV.1.7 Représentation de l'évaporation sur le diagramme (Ex, h).

➤ Perte exergetique dans l'évaporateur

La perte exergetique dans l'évaporateur est donnée par le bilan exergetique (3.12) :

$$\dot{D}_{evap} = \dot{E}_{x0} - \dot{E}_{x^*0} = 2.2087 \text{ kW}$$

Cette perte due au transfert de chaleur avec chute de température, peut être mesurée directement sur la figure (IV.1.7) qui est «  $Ex_0 - Ex^*_0$  ».

➤ Rendement exergetique de l'évaporateur

Le rendement exergetique de l'évaporateur est donné par (3.15) :

$$\eta_{evap} = 1 - \frac{\dot{D}_{evap}}{\dot{E}_{x0}} = 0.7752 = 77.52\%$$

On remarque sur la figure (IV.1.7), que la pente de la droite (9-10) à température  $T_0$

constante correspond au facteur de Carnot :  $CA = \frac{E_{x0}}{h_{10} - h_9} = \frac{T_0 - T_a}{T_0}$

Même observation pour la pente de la droite (9'-10') à température  $T_i$  constante, qui

correspond au facteur de Carnot :  $CA^* = \frac{E_{x^*0}}{h_{10'} - h_{9'}} = \frac{T_i - T_a}{T_i}$



Donc, pour minimiser cette perte exergetique, la temperature du milieu refrigeré doit se rapprocher de celle de l'évaporation. L'idéal c'est d'avoir la ligne de la droite (9-10) qui se superpose sur celle de la droite (9'-10'), et du fait le rendement exergetique de l'évaporateur sera égal à l'unité.

**IV.1.6.6 analyse exergetique de la bouteille intermediaire**

Dans la bouteille intermediaire, la desurchauffe des vapeurs provenant du compresseur BP, s'accompagne d'une puissance exergie qui est donnée par la relation (3.9) :

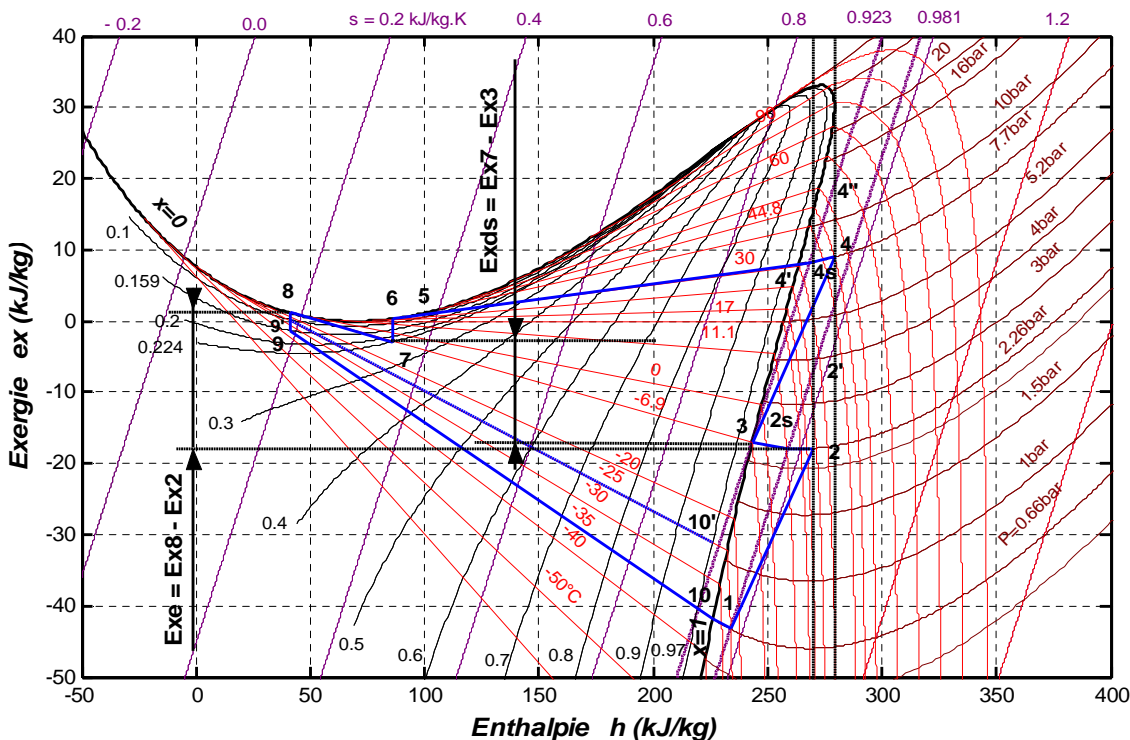
$$E_{xds} = m_{HP} [(h_7 - h_3) - T_a (s_7 - s_3)] = 5.0020 \text{ kW}$$

Cette puissance peut être lue directement sur le diagramme de la figure (IV.1.8), et ceci pour une unité de masse de frigorigène par le segment « Ex<sub>7</sub>-Ex<sub>3</sub> ».

Le liquide quittant la bouteille intermediaire reçoit une puissance exergie égale à :

$$E_{xe} = m_{BP} [(h_8 - h_2) - T_a (s_8 - s_2)] = 4.6257 \text{ kW}$$

Cette grandeur est lisible sur le diagramme de la figure (IV.1.8) par la différence « Ex<sub>8</sub>-Ex<sub>2</sub> », et ceci pour une masse unité de frigorigène :



**Fig. IV.1.8 Représentation des évolutions dans la bouteille sur le diagramme (Ex, h).**

➤ **La perte exergetique dans la bouteille**

La perte exergetique dans la bouteille est donnée par le bilan exergetique (3.12) :

$$\dot{D}_{br} = \dot{E}_{xds} - \dot{E}_{xe} = 0.3763 \text{ kW}$$

#### IV.1.6.7 Analyse exergetique de l'échangeur de surchauffe et sous-refroidissement

Dans l'échangeur, la surchauffe s'accompagne d'une perte de puissance exergie (3,9) :

$$\dot{D}_{SUR} = \dot{m}_{BP} [(h_{10} - h_1) - T_a (s_{10} - s_1)] = 0.3666 \text{ kW}$$

Cette perte est lisible directement sur le diagramme de la figure (IV.1.7), et ceci pour une unité de masse de fluide par la différence « Ex<sub>10</sub>-Ex<sub>1</sub> ».

Et, le sous-refroidissement s'accompagne d'une perte de puissance exergie (3.9) :

$$\dot{D}_{SR} = \dot{m}_{HP} [(h_5 - h_6) - T_a (s_5 - s_6)] = 0.1054 \text{ kW}$$

Cette perte peut être lue sur le diagramme de la figure (IV.1.5), pour une de masse du frigorigène par le segment « Ex<sub>5</sub>-Ex<sub>6</sub> ».

#### ➤ Perte exergetique dans l'échangeur

La perte exergetique dans l'échangeur est donnée par:

$$\dot{D}_{ech} = \dot{D}_{SUR} + \dot{D}_{SR} = 0.4720 \text{ kW}$$

Le tableau (IV.1.2), donne la perte exergetique de chaque élément de l'installation :

Elément	La perte exergetique (kW)
Compresseur BP	2.6422
Compresseur HP	3.5585
Condenseur	2.9809
Détendeur HT	1.1436
Détendeur BT	0.6089
Bouteille intermédiaire	0.3763
Echangeur	0.4720
Evaporateur	2.2087
Total	13.9910

**Tableau IV.1.2 Perte exergetique de chaque élément de l'installation.**

### IV.1.7 Analyse de l'installation complète

On peut considérer globalement l'installation comme un seul système thermodynamique et lui appliquer l'équation de bilan exergétique (3.12), ceci nous permettra de vérifier le calcul fait précédemment de manière indirecte c'est-à-dire élément par élément

La perte exergétique du système global, est donnée par l'équation du bilan exergétique (3.12) appliqué au système complet :

$$\dot{E}_X \text{ cHP} + \dot{E}_X \text{ cBP} = \dot{E}_{X^*0} + \dot{D}_{glob}$$

D'où :  $\dot{E}_X \text{ cHP} + \dot{E}_X \text{ cBP} - \dot{E}_{X^*0} = \dot{D}_{glob} = 13.9910 \text{ kW}$

En effet on constate que les deux méthodes donne le même résultat. Cependant la méthode indirecte permet de déterminer l'élément le plus imparfait.

Le rendement exergétique de l'installation, est donné par (3.15) :

$$\eta_{syst} = 1 - \frac{\dot{D}_{totale}}{\dot{E}_X \text{ cBP} + \dot{E}_X \text{ cHP}} = 0.3525 = 35.25 \%$$

## IV.2 Installation frigorifique fonctionnant en cascade

Dans le cycle cité auparavant un seul fluide frigorigène est utilisé ; il doit posséder une pression de condensation compatible avec les pressions maximales d'utilisation des composants de la machine.

Pour différentes applications comme la liquéfaction des vapeurs du pétrole, applications médicales et autres, on est restreint de travailler avec des températures d'évaporation très basses pouvant aller jusqu'à  $-80^{\circ}\text{C}$  [21] [22]. Il faut alors utiliser des fluides ayant une température d'ébullition très basse. En général ces fluides présentent malheureusement des températures de condensation relativement basses et l'opération de condensation ne saurait se faire avec les moyens naturels existants (air ambiant, eau). La condensation se fera alors au sein de l'évaporateur d'un deuxième circuit frigorifique. Des installations comprenant deux ou plusieurs circuits mono-étagés montés en série sont appelées « installations en cascade ». Les différents circuits mono-étagés sont thermiquement couplés au niveau d'un échangeur appelé évapo-condenseur. Le schéma de la cascade est illustré par la figure (IV.2.1), qui est l'assemblage en série de deux circuits mono-étagés, le premier représente la cellule haute température fonctionnant avec le R410A, et le second représente celle de la basse température fonctionnant avec le R23. L'assembleur de ces deux circuits qui est l'évapo-condenseur assure la condensation du fluide frigorigène utilisé dans la cellule basse température à l'aide de l'évaporateur de la cellule haute température.

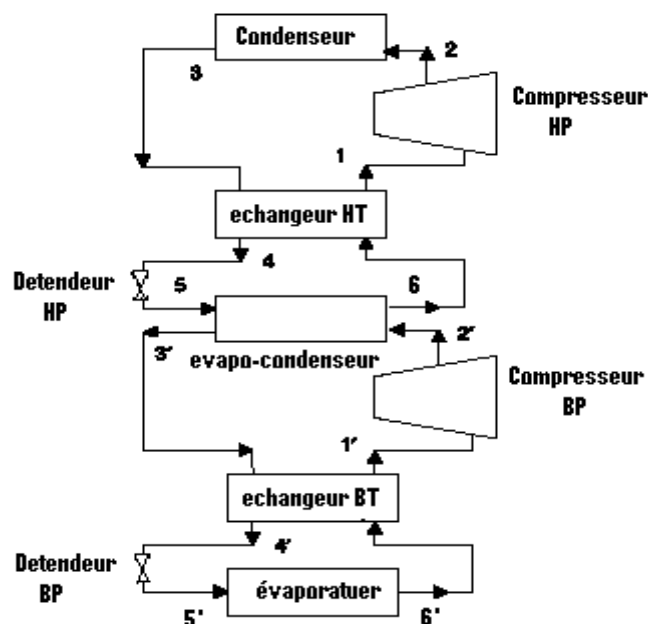


Fig. IV.2.1 Schéma d'une installation en cascade.

### IV.2.1 Hypothèses

Toute l'analyse qui s'en suit sera basée sur les hypothèses suivantes :

- Les variations des énergies cinétique et potentielle sont négligeables,
- Le régime est permanent,
- Les pertes de charge dans les conduites sont négligeables,
- Les deux compresseurs, les deux échangeurs, l'évapo-condenseur, ainsi que les deux détendeurs sont parfaitement isolés (adiabatique vis-à-vis du milieu extérieur).

### IV.2.2 Données

- Température du milieu réfrigéré :  $T_i = -60 \text{ °C}$
- Température d'évaporation :  $T_0 = -70 \text{ °C}$ .
- Température de condensation :  $T_c = 30 \text{ °C}$ .
- La surchauffe des vapeurs à l'aspiration, sera de  $10 \text{ °C}$ .
- Le rendement isentropique des deux compresseurs est estimé à  $\eta_s = 0.75$
- La puissance frigorifique :  $\phi = 60 \text{ kW}$

### IV.2.3 Etats thermodynamiques des différents points du cycle

Nous avons mis en place un programme informatique pour le calcul des propriétés thermodynamiques du fluide frigorigène, en chaque point du cycle frigorifique.

Le débit massique de vapeur aspiré par le compresseur basse pression, se calcule

de la façon classique :  $\dot{m}_{BP} = \frac{\phi}{h_{6'} - h_{5'}} = 0.3580 \text{ kg/s}$

Le débit massique de vapeur aspiré par le compresseur haute pression, se déduit du

bilan enthalpique de l'évapo-condenseur :  $\dot{m}_{HP} = \dot{m}_{BP} \frac{(h_{2'} - h_{3'})}{(h_6 - h_5)} = 0.4977 \text{ kg/s}$ .

La détermination de l'enthalpie massique du point 4, se fait à l'aide d'un bilan enthalpique sur l'échangeur HT. Sachant que les débits massiques traversant l'échangeur sont les mêmes, on a :

$$(h_1 - h_6) = (h_3 - h_4)$$

L'enthalpie massique du point (4) est :  $h_4 = 236.295 \text{ kJ/kg}$ .

La détermination de l'enthalpie massique du point 4', se fait à l'aide d'un bilan enthalpique sur l'échangeur BT. Sachant que les débits massiques traversant l'échangeur sont les mêmes, on a :  $(h_{1'} - h_{6'}) = (h_{3'} - h_{4'})$

L'enthalpie massique du point (4') est :  $h_4' = 163.580$  kJ/kg.

Le tableau (IV.2.1) donne les grandeurs thermodynamiques des différents points du cycle.

Points	T (°C)	P (kPa)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)	Ex (kJ/kg)	x	état physique
6'	-70	194.057	331.201	1.72516	-79.1985	1	Vapeur saturée
1'	-60	194.057	337.601	1.75598	-81.7429	-	Vapeur surchauffée
2's	-	1401.397	393.405	1.75598	-25.9375	-	Vapeur surchauffée
2'	53.8	1401.397	412.006	1.81480	-24.4022	-	Vapeur surchauffée
4'	-25	1401.397	163.580	0.86648	2.3246	-	Liquide Sous-refroidi
3'	-20	1401.397	169.980	0.89129	1.5284	0	Liquide saturé
3''	-20	1401.397	341.748	1.56981	-23.5770	1	Vapeur saturée
5'	-70	194.057	163.580	0.90004	-7.4130	0.267	Mélange liquide-vapeur
2''	-	-	412.006	1.75598	-7.3379	-	Vapeur surchauffée
5''	-60	-	163.58	0.88693	-3.6090	0.221	-
6''	-60	-	331.201	1.67819	-64.1534	0.987	-
1	-15	329.935	412.553	1.77986	-44.4817	-	Vapeur surchauffée
2s	-	1877.922	496.226	1.77986	39.1937	-	Vapeur surchauffée
2	124.2	1877.922	524.117	1.81670	56.3862	-	Vapeur surchauffée
3'''	30	1877.922	416.422	1.60585	9.8759	1	Vapeur saturée
3	30	1884.191	283.475	1.01886	2.2450	0	Liquide saturé
4	25	1884.191	236.295	1.01420	1.3720	-	Liquide Sous-refroidi

5	-25	330.816	236.295	1.07053	-14.9712	0.294	Mélange liquide-vapeur
6	-25	329.935	410.373	1.77198	-44.3757	1	Vapeur saturée
2'''	-	-	524.117	1.77986	67.0823	-	Vapeur surchauffée

**Tableau IV.2.1 Propriétés thermodynamiques des sommets du cycle.**

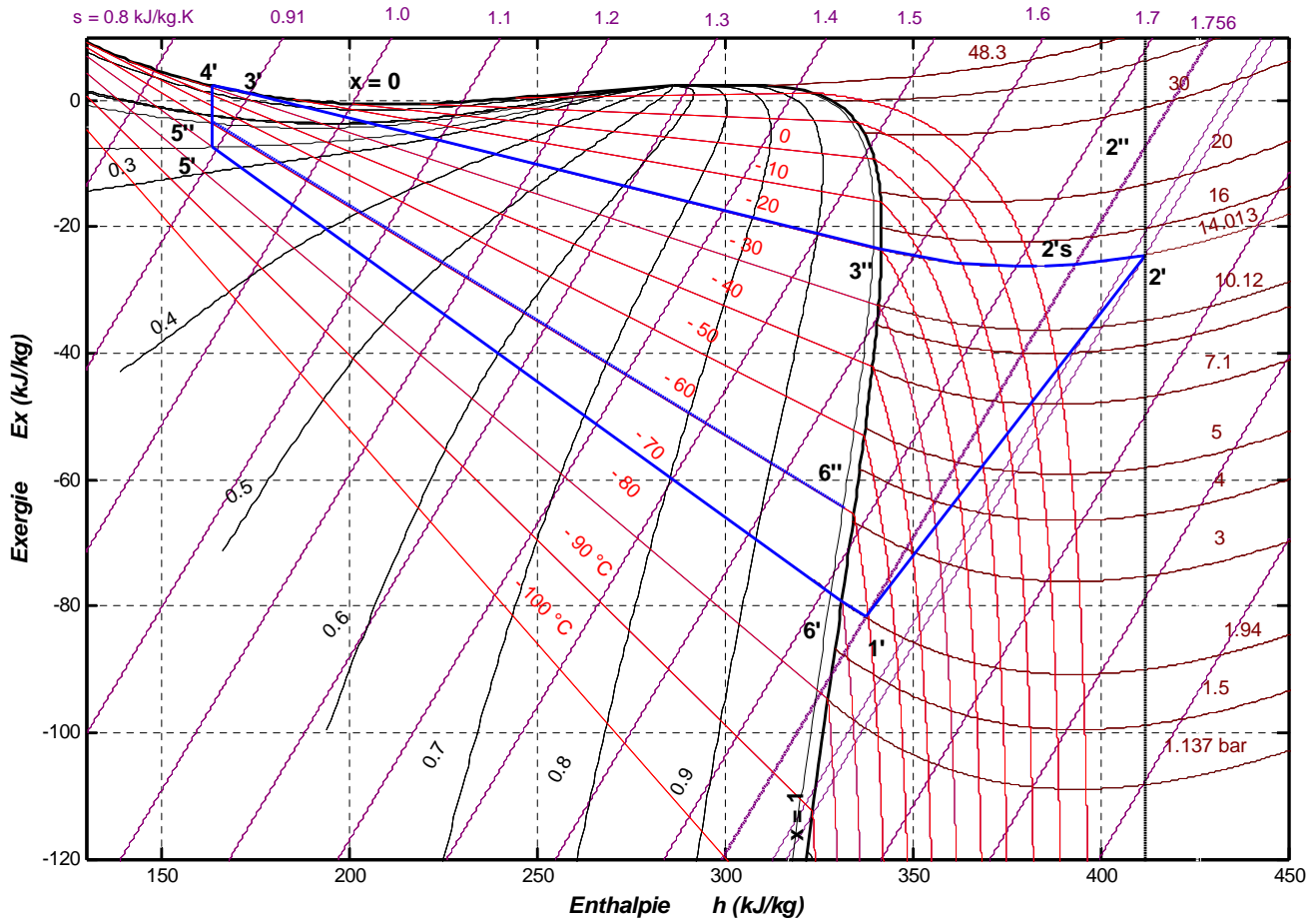
Puisque nous utilisons deux fluides frigorigènes différents, nous ne pouvons pas représenter le cycle sur un seul diagramme. Nous allons représenter le cycle de la cascade dans deux diagrammes exergetiques différents relatifs à chaque fluide.

#### IV.2.4 Tracé du cycle exergetique de la cellule basse température

La figure (IV.2.2), représente le cycle frigorifique parcouru par le fluide frigorigène R23 dans la cellule basse température, sur un diagramme Exergie-Enthalpie (Ex, h).

Les évolutions suivies par le fluide sont :

- Transformation 1'-2' : Les vapeurs surchauffées quittent l'échangeur BT (point 1') avec une pression  $P_{1'}$  et une température  $T_{1'}$ , elles sont aspirées et comprimées par le compresseur BP jusqu'au point 2' ( $P_{2'}$ ,  $T_{2'}$ ),
- Transformation 2'-4' : désurchauffe, condensation des vapeurs à pression constante  $P_c$ , sous refroidissement du liquide formé,
- Transformation 4'-5' : détente isenthalpique du liquide de  $P_c$  à  $P_{5'}$  dans le détendeur BT,
- Transformation 5'-6' : le fluide frigorigène s'évapore à pression constante  $P_0$ , en absorbant la chaleur du milieu à refroidir,
- Transformation 6'-1' : surchauffe des vapeurs formées, avant l'aspiration dans le compresseur BP.

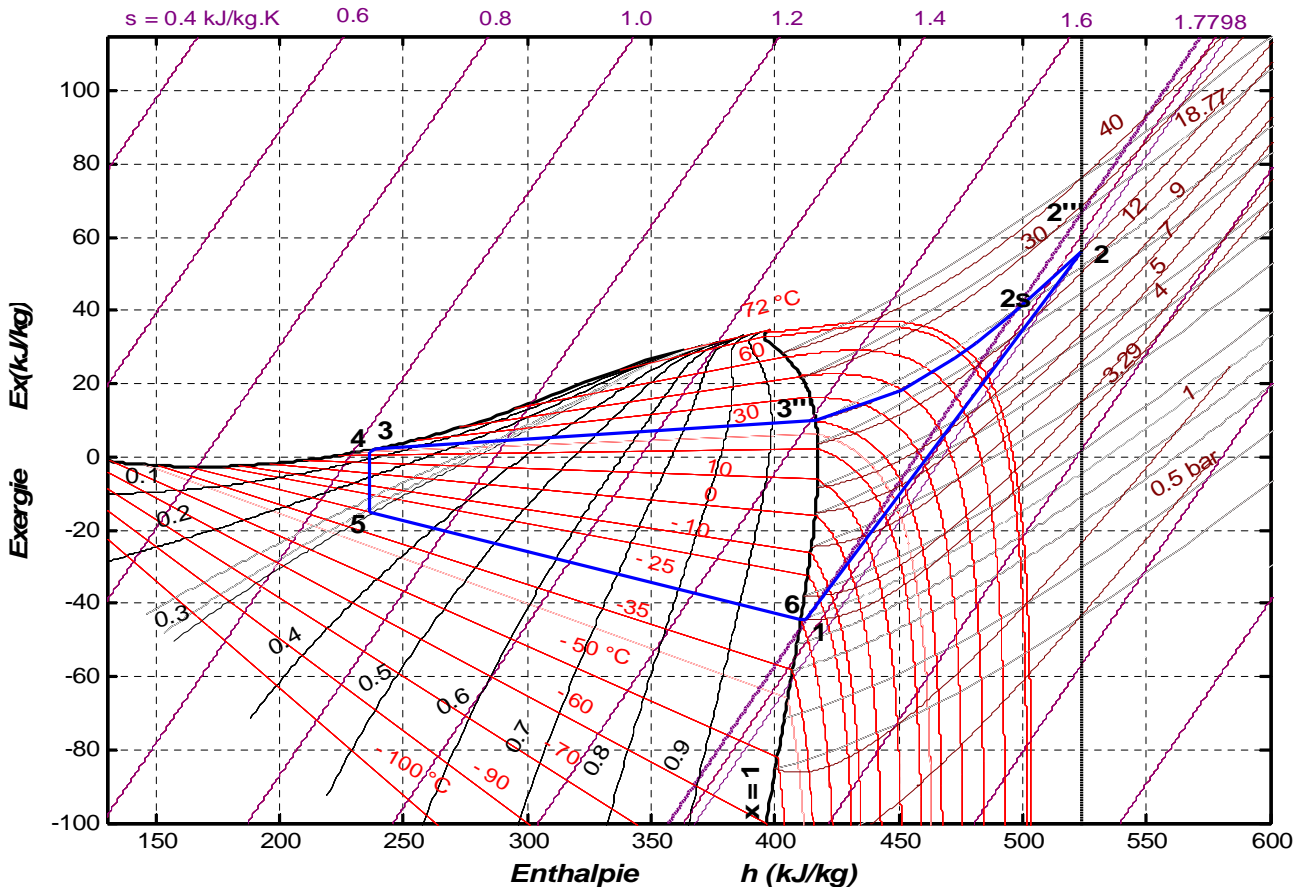


**Fig.IV.2.2 Tracé du cycle de la cellule BT sur le diagramme exergetique (Ex, h) fonctionnant au R23.**

**IV.2.5 Tracé du cycle exergetique de la cellule haute temperature**

La figure (IV.2.3), donne la representation du cycle frigorifique decrit par le fluide frigorigene R410A dans la cellule haute temperature, sur le diagramme Exergie-Enthalpie (Ex, h).



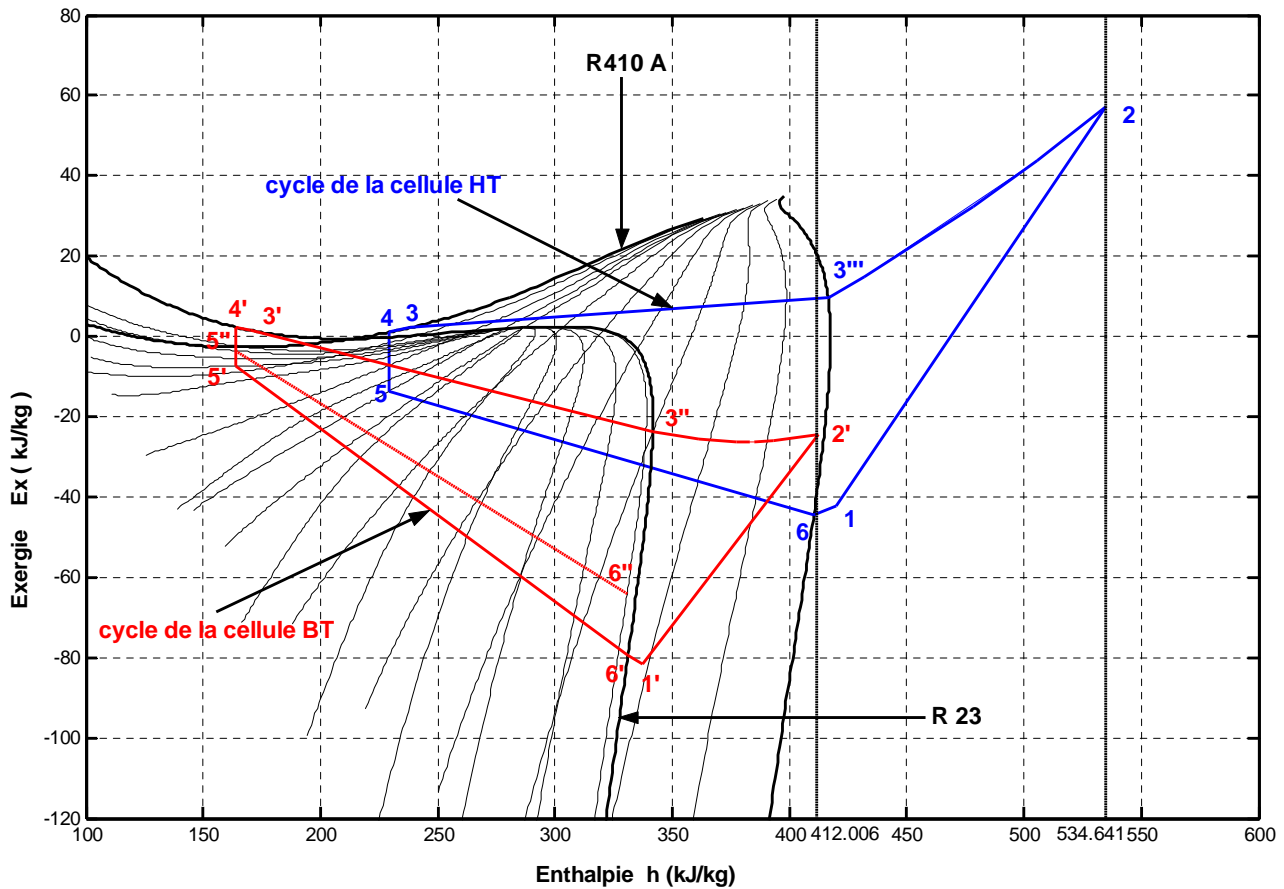


**Fig.IV.2.3 Tracé du cycle exergetique de la cellule HT sur le diagramme (Ex, h) du R410A.**

Les évolutions suivies par le fluide sont :

- Transformation 1-2 : Les vapeurs surchauffées partent de l'échangeur HT (point 1) avec une pression  $P_1$  et une température  $T_1$ , elles sont aspirées et comprimées par le compresseur HP jusqu'au point 2 ( $P_2, T_2$ ),
- Transformation 2-4 : désurchauffe, condensation des vapeurs à pression constante  $P_c$ , sous refroidissement du liquide formé,
- Transformation 4-5 : détente isenthalpique du liquide de  $P_c$  à  $P_5$  dans le détendeur HT,
- Transformation 5-6 : le fluide frigorigène s'évapore à pression constante  $P_5$ , en absorbant la chaleur du frigorigène de la cellule BT,
- Transformation 6-1 : surchauffe des vapeurs formées, avant l'aspiration dans le compresseur HP.

La superposition des deux cycles sur un même plan, nous donne le cycle frigorifique complet de l'installation en cascade. (Fig.IV.2.4)



**Fig.IV.2.4 Tracé du cycle de la cascade sur les diagrammes exergétiques (Ex, h) « superposés » des deux fluides (R23 et R410A).**

#### IV.2.6 Analyse exergétique des éléments de l'installation

Dans cette partie, nous allons nous intéresser à chacun des éléments de l'installation, pour lequel nous allons évaluer d'abord analytiquement la perte exergétique puis tenter de donner une représentation graphique de cette perte sur le diagramme exergétique approprié.

##### IV.2.6.1 Analyse exergétique du compresseur BP

La transformation représentée par la ligne (1'-2') sur la figure (IV.2.5), correspond à la phase de compression, qui est adiabatique et irréversible.

La transformation (1'-2's), correspond à une compression idéale, qui serait adiabatique, réversible c'est-à-dire isentropique.

Comme le rôle du compresseur est de communiquer au fluide frigorigène une énergie nécessaire pour atteindre les conditions de condensation, alors, il serait intéressant de déterminer l'exergie reçue par le compresseur, et celle qu'il fournit au frigorigène.

➤ **Puissance exergetique reçue par le compresseur BP**

Tenant compte des hypothèses et d'après la relation (3.9) le flux d'exergie reçu par le compresseur BP est :

$$\dot{E}_X \text{ cBP} = \dot{m}_{BP} [(h_{2''} - h_{1'}) - T_a (s_{2''} - s_{1'})]$$

Sachant que l'enthalpie du point 2' est la même que celle du point 2'', on aura :

$$\dot{E}_X \text{ cBP} = \dot{m}_{BP} [(h_{2'} - h_{1'}) - T_a (s_{2''} - s_{1'})] = \dot{m}_{BP} [Ex_{2''} - Ex_{1'}]$$

Le travail consommé par le compresseur adiabatique est :

$$W_{CBP} = h_{2'} - h_{1'}$$

Si ce travail est transmis réversiblement au fluide c'est-à-dire en injectant une énergie au fluide ( $h_{2'} - h_{1'}$ ) à entropie constante, celui ci quitterait le compresseur à l'état (2's) tel que  $h_{2''} = h_{2'}$  et  $s_{2's} = s_{1'}$  d'où :

$$\dot{E}_X \text{ cBP} = \dot{m}_{BP} (h_{2'} - h_{1'}) = \dot{m}_{BP} [Ex_{2''} - Ex_{1'}] = 26.6333 \text{ kW}$$

Cette exergie rapportée à l'unité de masse de fluide frigorigène, est lisible directement sur la figure (IV.2.5), soit elle est lisible sur l'axe des abscisses «  $h_{2'} - h_{1'}$  » représentant aussi le travail massique du compresseur, ou bien sur l'axe des ordonnées «  $Ex_{2''} - Ex_{1'}$  ».

➤ **Puissance exergetique reçue par le frigorigène**

D'après, la relation (3.9), le compresseur communiquera une puissance exergetique au frigorigène égale à :

$$\dot{E}_X f = \dot{m}_{BP} (Ex_{2'} - Ex_{1'}) = \dot{m}_{BP} [(h_{2'} - h_{1'}) - T_a (s_{2'} - s_{1'})] = 20.5243 \text{ kW}$$

Si on ramène cette puissance à l'unité de masse de fluide, l'exergie correspondante peut être lue directement sur la figure (IV.2.5) par la différence «  $Ex_{2'} - Ex_{1'}$  ».

➤ **Perte exergetique du compresseur BP**

La perte exergetique du compresseur est donnée par (3.10):

$$\dot{D}_{BP} = \dot{E}_X \text{ cBP} - \dot{E}_X f = \dot{m}_{BP} T_a \cdot (s_{2'} - s_{1'}) = 6.1090 \text{ kW}$$

Cette perte peut être lue directement sur l'axe des ordonnées du diagramme (Fig.IV.2.5). Pour l'unité de masse de fluide frigorigène, elle est représentée par le segment « Ex<sub>2''</sub>'-Ex<sub>2'</sub> ».

Cette perte exergétique est due aux phénomènes de dissipation d'énergie par frottement.

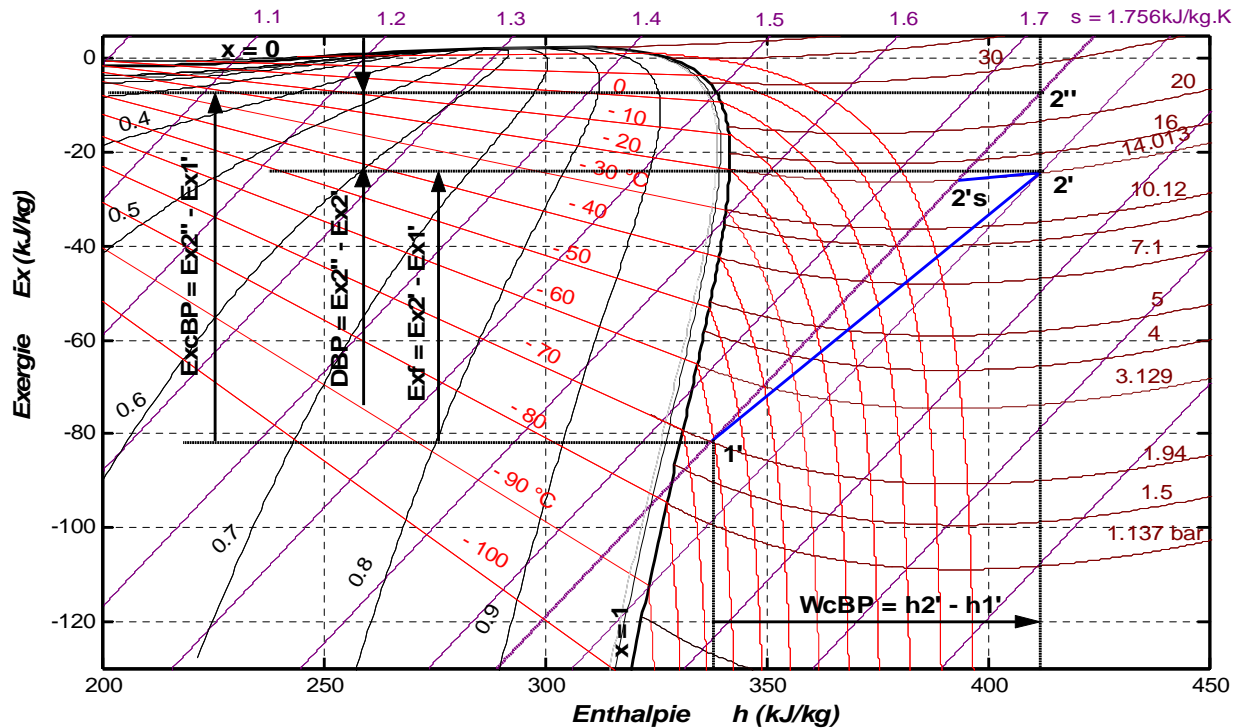


Fig.IV.2.5 Représentation de la compression BP sur le diagramme (Ex, h).

➤ **Rendement exergétique de compresseur BP**

Le rendement exergétique du compresseur BP est donné par (3.15) :

$$\eta_{CBP} = \frac{\dot{E}_X f}{\dot{E}_{xcBP}} = 1 - \frac{\dot{D}_{BP}}{\dot{E}_{xcBP}} = 0.7706 = 77.06\%$$

Le rendement exergétique du compresseur serait égal à l'unité, si la transformation (1'-2') coïncide avec la transformation isentropique (1'-2's) : c'est le fonctionnement idéal du compresseur.

**IV.2.6.2 Analyse exergétique de compresseur HP**

On adopte le même raisonnement que celui décrit pour le compresseur BP on aura :

➤ **Puissance exergétique reçue par le compresseur HP**

$$\dot{E}_X cHP = \dot{m}_{HP}(h_2 - h_1) = \dot{m}_{HP}(Ex_{2''} - Ex_1) = 55.5220 \text{ kW}$$

Cette grandeur rapportée à l'unité de masse du fluide frigorigène peut être lue directement sur la figure (IV.2.6), elle est représentée par la distance «  $h_2-h_1$  » lisible sur l'axe des abscisses ou bien par la distance «  $Ex_2''-Ex_1$  » qui est lisible sur l'axe des ordonnées.

➤ **Puissance exergetique reçue par le frigorigène**

$$\dot{E}_X f = \dot{E}_{X2} - \dot{E}_{X1} = \dot{m}_{HP} [(h_2 - h_1) - T_a (s_2 - s_1)] = 50.2023 \text{ kW}$$

Si on ramène cette puissance à l'unité de masse de fluide, l'exergie correspondante peut être lue directement sur la figure (IV.2.6) par la différence «  $Ex_2-Ex_1$  ».

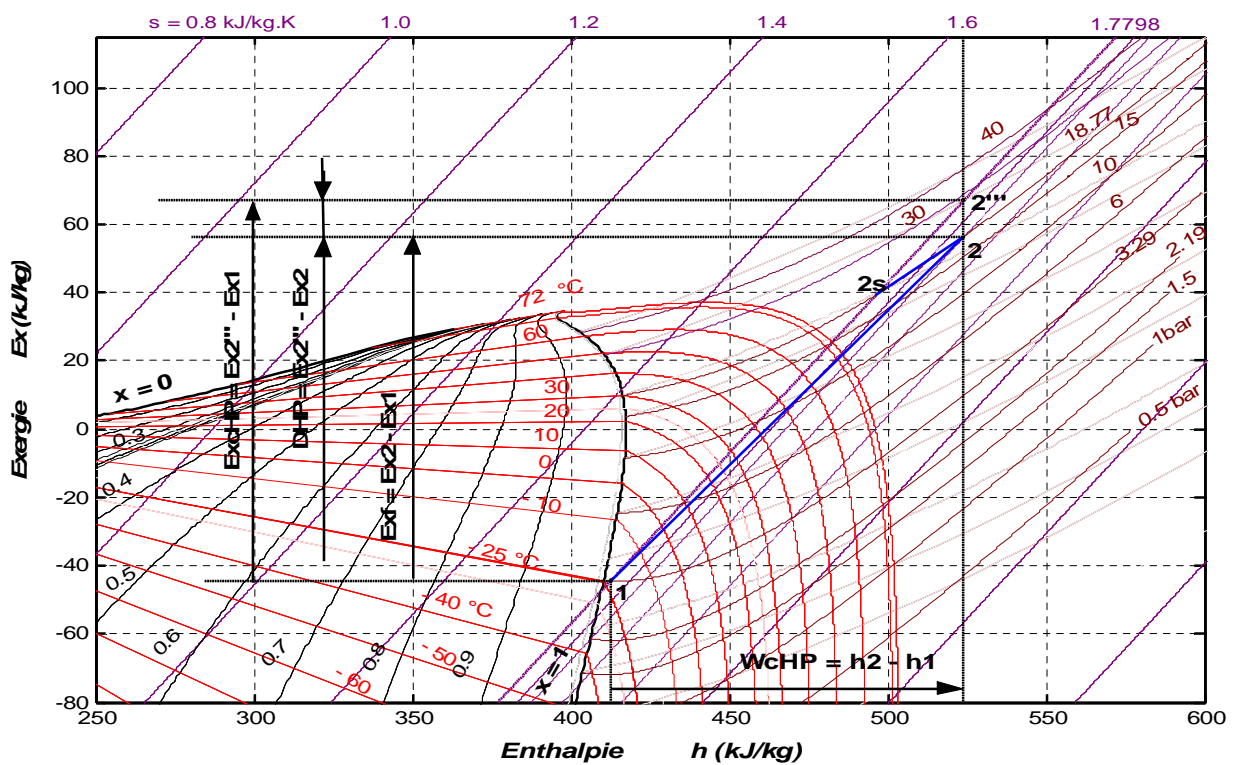


Fig.IV.2.6 Représentation de la compression HP sur le diagramme (Ex, h).

➤ **Perte exergetique du compresseur HP**

$$\dot{D}_{HP} = \dot{E}_{X cHP} - \dot{E}_X f = \dot{m}_{HP} T_a \cdot (s_2 - s_1) = 5.3197 \text{ kW}$$

Elle peut être lue directement sur la verticale de la figure (IV.2.6) rapportée à l'unité de masse de fluide frigorigène par «  $Ex_2''-Ex_2$  ».

Cette perte exergetique est due aux phénomènes de dissipation d'énergie par frottement.

➤ **Rendement exergetique de compresseur HP**

$$\eta_{CHP} = \frac{\dot{E}_{Xf}}{\dot{E}_{XCHP}} = 1 - \frac{\dot{D}_{HP}}{\dot{E}_{XCHP}} = 0.9042 = 90.42 \%$$

Pour minimiser la perte exergetique de compresseur, on remarque directement sur la figure (IV.2.6), que plus la pente de la droite de la transformation (1-2) se rapproche de celle de la transformation (1-2s) (transformation idéale), plus la perte exergetique diminue.

Le rendement exergetique du compresseur serait égal à l'unité, si la ligne de la transformation (1-2) coïncide avec celle de la transformation isentropique (1-2s) : c'est le fonctionnement idéal du compresseur.

### IV.2.6.3 Analyse exergetique du condenseur

La transformation (2-4) représentée sur la figure (IV.2.7), correspond à la phase de condensation des vapeurs à pression constante  $P_c$  avec :

- La transformation (2-3''') est la phase de désurchauffe de  $T_2$  à  $T_3'''$ .
- La transformation (3'''-3) est la phase de condensation pure à  $T_3''' = T_3 = Cste$ .
- La transformation (3-4) est la phase de sous-refroidissement de  $T_3$  à  $T_4$ .

Appliquons l'équation de bilan (3.12) pour le condenseur, et comme la température de la source chaude (rejet thermique) est égale à la température de l'atmosphère  $T_a$ , on a le facteur de Carnot  $\left(1 - \frac{T_a}{T_a}\right)$  égal à zéro et le bilan (3.12) devient :

$$\dot{E}_{Xcond} + \dot{D}_{cond} = 0 \Rightarrow \dot{D}_{cond} = -\dot{E}_{Xcond}$$

$$\dot{D}_K = \dot{m}_{HP} \cdot [(h_2 - h_3) - T_a (s_2 - s_3)] = 26.9482 \text{ kW}$$

Cette perte exergetique est lisible directement sur la figure (IV.2.7), pour une masse unité de fluide frigorigène par la différence «  $E_{X2} - E_{X3}$  ».

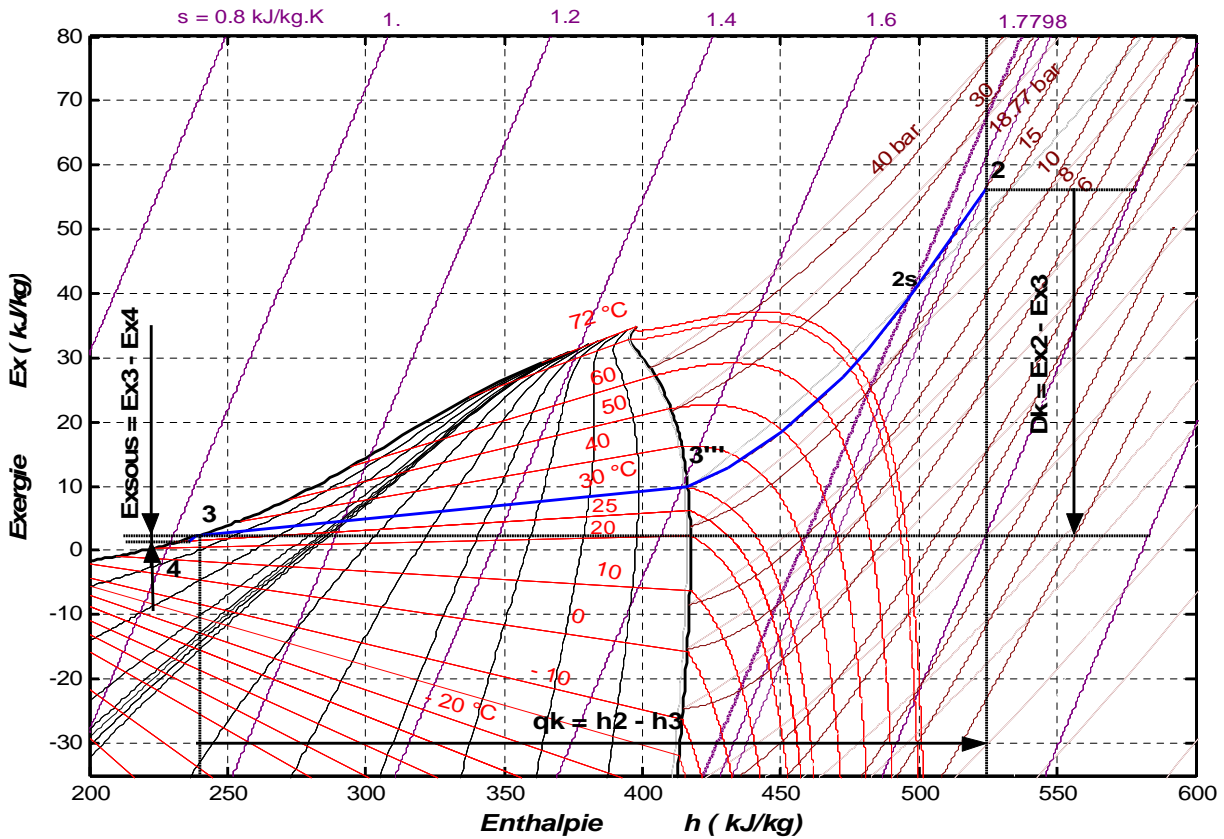


Fig.IV.2.7 Représentation de la condensation sur le diagramme (Ex, h).

#### IV.2.6.4 Analyse exergétique de la détente

Dans cette application, on est en présence de deux circuits. La transformation (4-5) représentée sur la figure (IV.2.8) correspond à la phase de la détente isenthalpique dans le détendeur de haute température, et la transformation (4'-5') représentée sur la figure (IV.2.9) correspond à la phase de la détente isenthalpique dans le détendeur basse température. Analysons les deux détendeurs séparément :

- **Détendeur HT**

D'après le bilan d'exergie, on a une perte d'exergie due à la dissipation qui est

$$\text{égale à : } \dot{D}_{dHT} = \dot{m}_{HP} \cdot [-T_a (s_4 - s_5)] = 8.13$$

Cette perte d'exergie, peut être lue sur la figure (IV.2.8), et ceci pour une unité de masse de fluide frigorigène par la distance « Ex<sub>4</sub>-Ex<sub>5</sub> ».

On remarque sur la figure (IV.2.8), que plus la température de sous-refroidissement se rapproche de celle du milieu extérieur plus la perte exergétique diminue.

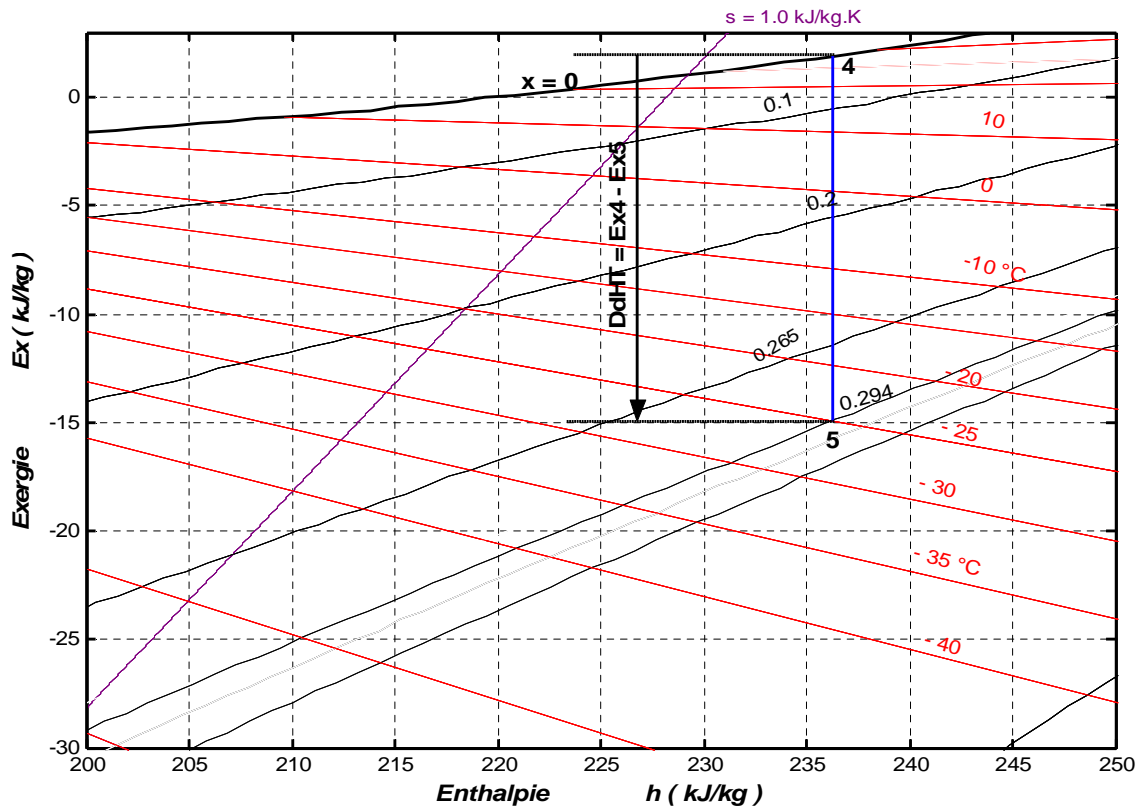


Fig.IV.2.8 Représentation de la détente HT sur le diagramme (Ex, h).

- **Détendeur BT**

Comme dans le détendeur HT, la perte d'exergie dans le détendeur BT est donnée par :

$$\dot{D}_{dBT} = \dot{m}_{BP} \cdot [-T_a (s_{4'} - s_{5'})] = 3.4855 \text{ kW}$$

Cette perte d'exergie, peut être lue sur la figure (IV.2.9) pour une unité de masse de fluide frigorigène par la distance «  $Ex_{4'} - Ex_{5'}$  » sur l'axe des ordonnées.

On déduit de la figure (IV.2.9), que plus on sous-refroidit au dessous de la température du milieu extérieur plus la production frigorifique est plus importante.



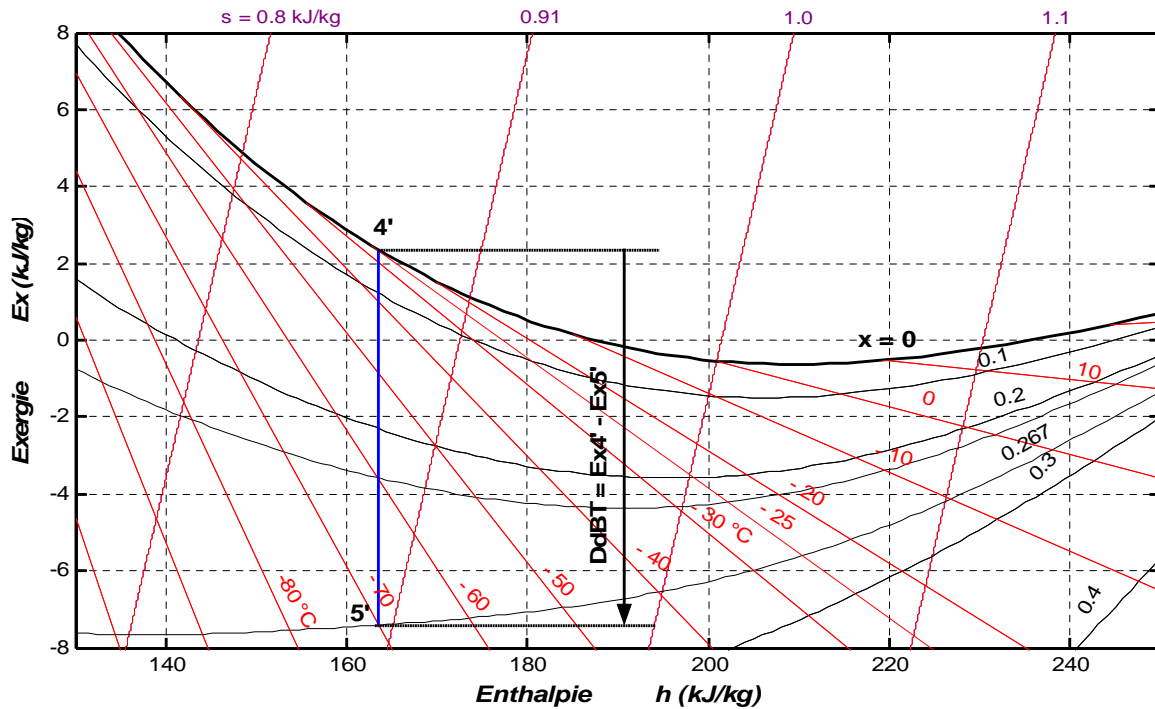


Fig.IV.2.9 Représentation de la détente BT sur le diagramme (Ex, h).

#### IV.2.6.5 Analyse exergetique de l'évaporateur

La figure (IV.2.10) donne, la représentation de la transformation (5'-6') correspond à la phase d'évaporation à pression et température constantes, et celle représentée par (6'-1') correspond à la phase de la surchauffe des vapeurs dans l'échangeur.

Durant la phase d'évaporation (5'-6'), le fluide frigorigène absorbe une quantité de chaleur en provenance de l'enceinte réfrigérée.

➤ **Puissance exergie cédée par le frigorigène à T<sub>5</sub>**

Cette puissance est associée au transfert de chaleur:

$$\dot{E}_{x0} = \dot{m}_{BP} \cdot [(h_{5'} - h_{6'}) - T_a (s_{5'} - s_{6'})] = 25.6964 \text{ kW}$$

Pour une masse de fluide, cette puissance peut être lue directement sur la figure (IV.2.10) qui correspond à « Ex<sub>5'</sub>-Ex<sub>6'</sub> ».

Une quantité de cette puissance exergie sera absorbée par l'enceinte réfrigérée :

➤ **Puissance exergie absorbée par l'enceinte réfrigérée à T<sub>i</sub>**

Elle est due au transfert de chaleur :

$$\dot{E}_{x*0} = \left( \frac{T_a}{T_i} - 1 \right) \dot{\phi} = 21.6749 \text{ kW}$$

Qui peut être lue sur la figure (IV.2.10), pour une unité de masse de frigorigène on a « Ex5''-Ex6'' ».

➤ **Pertes exergetique dans l'évaporateur**

La perte exergetique dans l'évaporateur est donnée par le bilan exergetique (3.12) :

$$\dot{D}_{evap} = \dot{E}_{x0} - \dot{E}_{x*0} = 4.0215 \text{ kW}$$

Cette perte due au transfert de chaleur avec chute de température, peut être mesurée directement sur la figure (IV.2.10) qui est « Ex<sub>0</sub>-Ex\*<sub>0</sub> ».

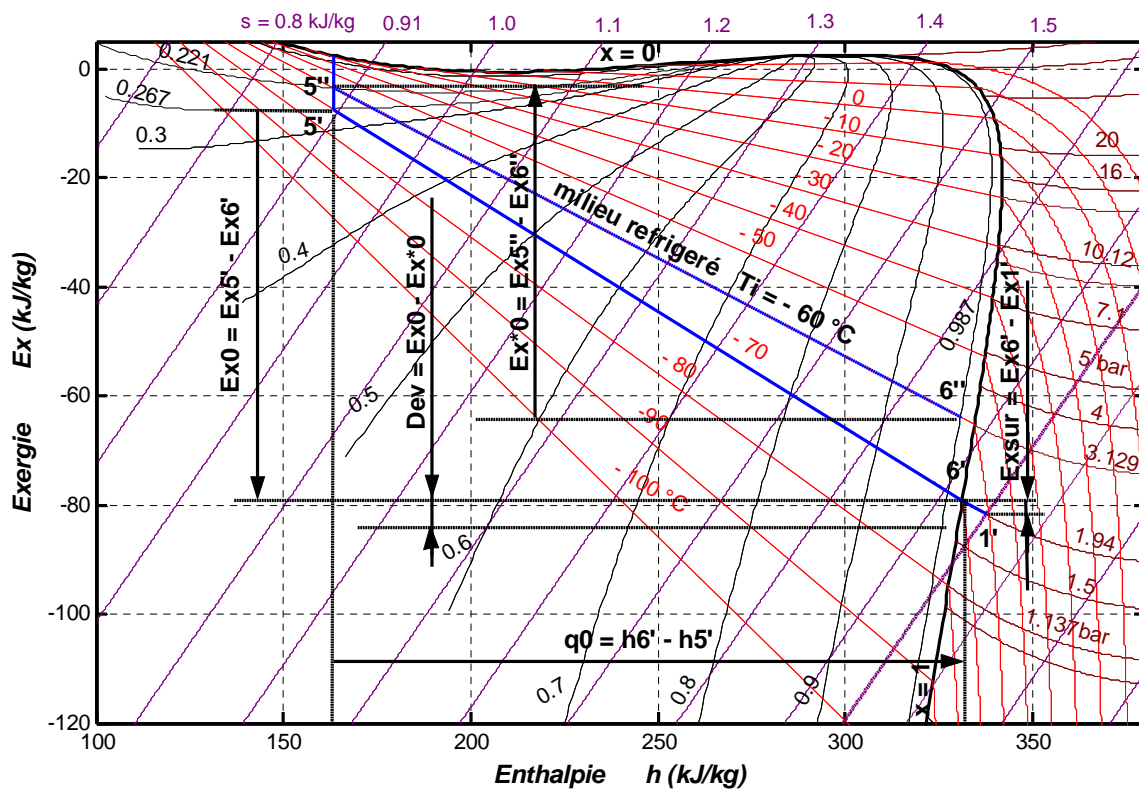


Fig.IV.2.10 Représentation de l'évaporation sur le diagramme (Ex, h).

➤ **Rendement exergetique de l'évaporateur**

Le rendement exergetique de l'évaporateur est donné par (3.15) :

$$\eta_{evap} = 1 - \frac{\dot{D}_{evap}}{\dot{E}_{x0}} = 0.8435 = 84.35 \%$$

On remarque sur la figure (IV.2.10), que la pente de la droite (5'-6'') à température T<sub>0</sub>

constante correspond au facteur de Carnot :  $CA = \frac{E_{x0}}{h_{6''} - h_{5'}} = \frac{T_0 - T_a}{T_0}$

Même observation pour la pente de la droite (5''-6'') à température  $T_i$  constante, qui

correspond au facteur de Carnot : 
$$CA^* = \frac{E_{x^*0}}{h_{6''} - h_{5''}} = \frac{T_i - T_a}{T_i}$$

Donc, pour minimiser cette perte exergetique, la température du milieu réfrigéré doit se rapprocher de celle de l'évaporation. L'idéal c'est d'avoir la droite

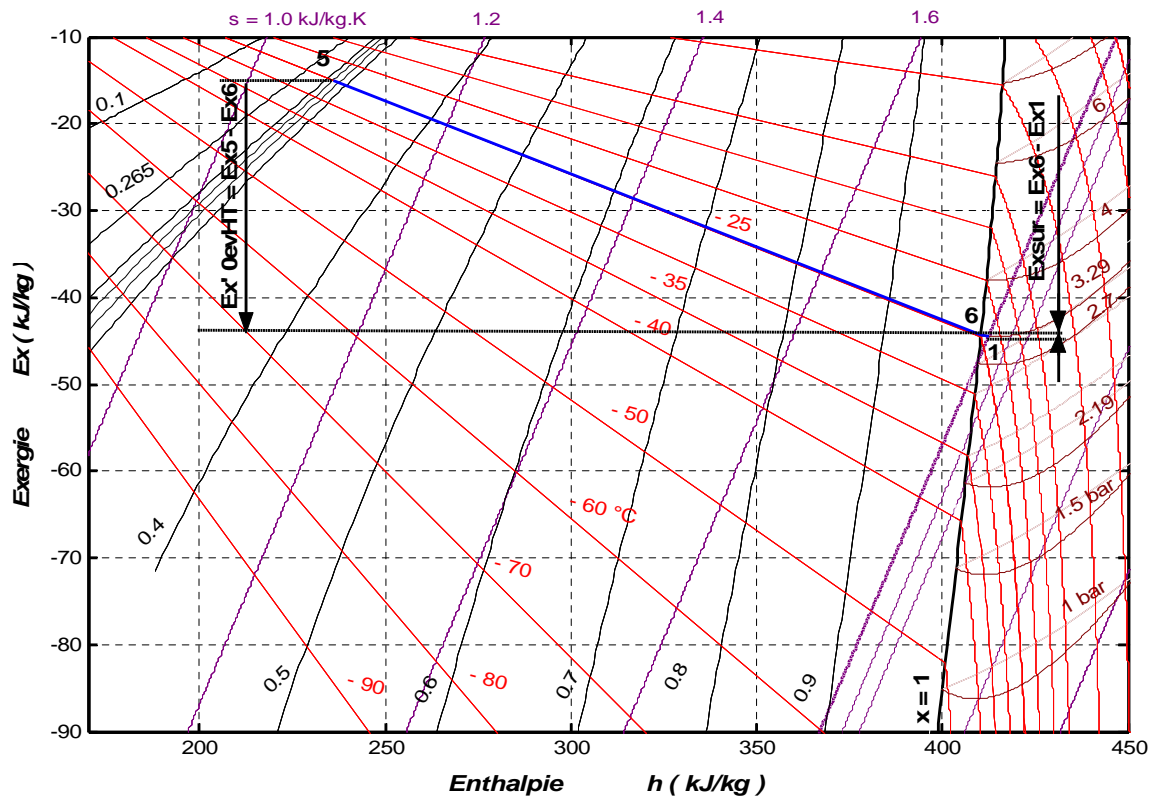
(5'-6') se superpose sur la droite (5''-6''), et le fait le rendement exergetique de l'évaporateur soit égal à l'unité.

**IV.2.6.6 analyse exergetique de l'évapo-condenseur**

Dans l'évapo-condenseur, le fluide circulant dans la cellule haute température sert à condenser le fluide circulant dans la cellule basse température, cette évaporation s'accompagne d'une puissance exergie (3,9) :

$$E_{x0evHT} = \dot{m}_{HP} [(h_5 - h_6) - T_a (s_5 - s_6)] = 14.6552 \text{ kW}$$

Cette puissance peut être lue sur la figure (IV.2.11), pour une unité de masse de frigorigène par la distance «  $Ex_5 - Ex_6$  ».



**Fig.IV.2.11 Représentation de l'évolution dans l'évapo-condenseur sur le diagramme (Ex, h).**



qui est lisible directement sur la figure (IV.2.10), pour une unité de masse de fluide « Ex<sub>6</sub>-Ex<sub>1</sub> ».

Et, le sous-refroidissement s'accompagne d'un gain de puissance exergie (3.9) :

$$E_{\text{Sous}} = m_{\text{BP}} \cdot [(h_{4'} - h_{3'}) - T_a (s_{4'} - s_{3'})] = 0.2859 \text{ kW}$$

Cette perte peut être lue sur la figure (IV.2.12), pour une de masse du frigorigène « Ex<sub>4</sub>-Ex<sub>3</sub> ».

#### ➤ Perte exergétique dans l'échangeur BT

La perte exergétique dans l'échangeur BT est donnée par:

$$\dot{D}_{\text{echBT}} = \dot{E}_{\text{XSUR}} - \dot{E}_{\text{Sous}} = 0.6242 \text{ kW}$$

#### IV. 2.6.8 Analyse exergétique de l'échangeur HT

Dans l'échangeur HT, la surchauffe s'accompagne d'une perte de puissance exergie

(3,9) :

$$E_{\text{XSUR}} = m_{\text{HP}} \cdot [(h_6 - h_1) - T_a (s_6 - s_1)] = 0.0529 \text{ kW}$$

Qui est lisible directement sur la figure (IV.2.11), pour une unité de masse de fluide « Ex<sub>6</sub>-Ex<sub>1</sub> ».

Et, le sous-refroidissement s'accompagne d'une perte de puissance exergie (3.9) :

$$E_{\text{Sous}} = m_{\text{HP}} \cdot [(h_3 - h_4) - T_a (s_3 - s_4)] = 0.4120 \text{ kW}$$

Cette perte peut être lue sur la figure (IV.2.7), pour une de masse du frigorigène « Ex<sub>3</sub>-Ex<sub>4</sub> ».

#### ➤ Perte exergétique dans l'échangeur HT

La perte exergétique dans l'échangeur HT est donnée par:

$$\dot{D}_{\text{echHT}} = \dot{E}_{\text{XSUR}} + \dot{E}_{\text{Sous}} = 0.4650 \text{ kW}$$

Le tableau (IV.2.2), donne la perte exergétique de chaque élément de l'installation :

Elément	La perte exergétique (kW)
Compresseur BP	6.1090
Compresseur HP	5.3197
Condenseur	26.9482
Détendeur HT	8.1340
Détendeur BT	3.4855
Evapo-condenseur	5.3734

Echangeur BT	0.6242
Echangeur HT	0.4650
Evaporateur	4.0215
Total	60.4804

**Tableau IV.2.2 Perte exergetique de chaque élément de l'installation.**

#### IV.2.7 Analyse de l'installation complète

Nous allons considérer que l'installation complète représente le système thermodynamique à étudier.

La perte exergetique du système global, est donnée par l'équation du bilan exergetique (3.12)

appliqué au système complet :  $\dot{E}_X cHP + \dot{E}_X cBP = \dot{E}_{X^*0} + \dot{D}_{glob}$

D'où :  $\dot{E}_X cHP + \dot{E}_X cBP - \dot{E}_{X^*0} = \dot{D}_{glob} = 60.4804 \text{ kW}$

Ce qui signifie que, la perte exergetique du système complet est égale à la somme des pertes exergetiques de tous les éléments du système.

Le rendement exergetique de l'installation, est donné par (3.15) :

$$\eta_{syst} = 1 - \frac{\dot{D}_{totale}}{\dot{E}_X cBP + \dot{E}_X cHP} = 0.2638 = 26.38 \%$$

### IV.3 Conclusion

Dans ce chapitre d'application nous avons tenté d'illustrer l'utilisation des diagrammes exergetiques (Ex, H) appliqués aux installations frigorifiques notamment l'installation à deux étages de compression à injection totale et l'installation en cascade.

Nous sommes arrivés aux constatations suivantes :

- Le rendement exergetique des compresseurs est d'autant meilleur que la droite de la compression réelle se rapproche de la droite de la compression isentropique.

- Le condenseur est destructeur d'exergie, puisqu'il évacue entièrement la puissance exergetique qu'il reçoit vers le milieu extérieur.

- Les pertes exergetiques dans l'évaporateur sont d'autant faibles que les températures d'évaporation et du milieu à réfrigérer sont proches.

- Les pertes exergetiques dans les détendeurs sont d'autant faibles que la température de sous-refroidissement se rapproche de la température de référence du milieu extérieur.

# **Conclusion générale**

## Conclusion générale

Le froid est de plus en plus utilisé de nos jours et la connaissance des propriétés thermodynamiques des fluides frigorigènes nécessaire à sa production est de ce fait plus que nécessaire. Nous avons utilisé le modèle de Martin-Hou pour le calcul de ces propriétés et nous avons greffé à ce modèle un module de calcul de la fonction exergie, fonction thermodynamique relativement nouvelle, essentiellement utilisée pour révéler et quantifier les irréversibilités thermodynamiques. Sur cette base, des programmes informatiques ont été au point et des tables thermodynamiques ont été alors élaborées. Ces tables ont été transformées par la suite en diagrammes exergétiques.

Quatre fluides frigorigènes ont fait l'objet de cette modélisation, il s'agit de deux corps purs le R23 et le R134a et deux mélanges le R508B et le R410A. Nous assistons de nos jours à l'utilisation de plus en plus accrue des mélanges frigorigènes et cela pour leurs excellentes propriétés physiques, que n'importe quel corps pur non CFC ne peut présenter.

Un deuxième aspect de ce travail, faisant suite au calcul des propriétés thermodynamiques et à la génération de diagrammes exergétiques est bien évidemment la mise en oeuvre de l'analyse exergétique sur deux circuits frigorifiques relativement complexes, il s'agit d'un circuit bi-étagée à injection totale et d'un circuit en cascade à deux niveaux. L'analyse énergétique classique des machines frigorifiques donne lieu au calcul du coefficient de performance (COP) pouvant même être supérieur à l'unité, malgré l'imperfection des éléments de la machine. Seule l'analyse exergétique par le biais de son rendement, strictement inférieur à l'unité pour chaque élément du circuit et pour la machine entière, permet d'apprécier à leur juste valeur les composants de la machine en quantifiant puis en identifiant, d'une façon correcte, les pertes thermodynamiques qui s'y déroulent. Il est maintenant largement reconnu que la théorie de l'exergie est extrêmement féconde et que ses implications et ses conséquences sont étudiées et développées dans divers pays.

A l'issue de ces deux analyses, nous sommes arrivés aux constatations suivantes :

- Le rendement exergétique des compresseurs est d'autant meilleur que la droite de la compression réelle se rapproche de la droite de la compression isentropique.
- Le condenseur est destructeur d'exergie, puisqu'il évacue entièrement la puissance exergétique qu'il reçoit vers le milieu extérieur.
- Les pertes exergétiques dans l'évaporateur sont d'autant faibles que les températures d'évaporation et du milieu à réfrigérer sont proches.



- Les pertes exergetiques dans les detendeurs sont d'autant faibles que la temperature de sous-refroidissement se rapproche de la temperature de reference du milieu exterieur. Enfin, mentionnons que l'elaboration des diagrammes exergetiques pour les fluides frigorigenes, constitue modestement l'aspect original de ce travail. Ces diagrammes s'avèrent d'une grande utilite puisqu'ils permettent la visualisation directe des pertes exergetiques lors de l'analyse des performances des installations.

En perspective, nous proposons l'etude des systemes a compression thermique de vapeur appeles aussi « procedés à sorption », qui utilise pour leurs fonctionnement des fluides frigorigenes a GWP (Global Warming Potential) nul. Ensuite nous verifions que ce genre de procedés ne contribue pas au phenomène du rechauffement climatique a cause de leur consommation energetique, afin de le comparer au systeme a compression mecanique de vapeur du point de vue de rendement energetique.

# **Bibliographe**

---

### *Références bibliographiques*

- [1] H. Noack, R. Seidel, J. L. Cauchepin : «Pratique des installations frigorifiques ». Pyc livres, 3<sup>ème</sup> édition.1999.
- [2] C. Coquelet : « Etude des fluides frigorigènes-Mesures et Modélisations ». Thèse de doctorat – Ecole des Mines de Paris. 24 Octobre 2003.
- [3] F. Meunier, P. Rivet, Marie, F. Terrier : « Froid industriel ». Dunod.2005.
- [4] P. Rapin , P. Jacquard : « Aide mémoire du froid ». 12<sup>ème</sup> édition. Dunod.2003.
- [5] R. Kling : « Thermodynamique générale et applications ». 2<sup>ème</sup> édition, Technip.1980.
- [6] M. Barret : « Calcul des propriétés thermodynamiques des fluides frigorigènes : théorie et mise en œuvre ». LETIEF- URA CNRS 1508, Université Paris XII 94000 Créteil.1992.
- [7] L. Borel : « Thermodynamique et énergétique ». Volume1, troisième édition, Presses polytechniques et universitaires romandes, 1991.
- [8] O. Mark, Mclinden, E.W. Lemman and Richard, T. Jacobsen : « Thermodynamic properties for the alternative refrigerant ».J. Refregeration . Octobre 1997.
- [9] « Thermodynamic properties of HFC-134a». Du Pont, Suva, Refrigerants. Technical information.T-134a-ENG.H-47751-1. Printed in U.S.A
- [10] « Thermodynamic properties of HFC 23 (trifluorométhane) ».Du Pont fluorochemicals. Technical information. T-23-SI. Reorder n°: H-58841 (10/94) 242666 A. Printed in U.S.A
- [11] « Thermodynamic properties of Suva 410A refrigerant.[R-410A(50/50)] ». Du Pont, Suva refrigerant. Technical information. T-410A-SI. Reorder n°: H-64423-3. Printed in U.S.A
- [12] « Thermodynamic properties of DuPont Suva 95 refrigerant. (R508B) ». Du Pont Suva refrigerant. Technical information. T-95-SI. Reorder n°: H-65139-2. Printed in U.S.A
- [13] G. Rigot, membre de l'ASHRAE: L'exergie en refrigeration. Revue pratique du froid et de condissionemnt d'air. Décembre 1986.

- [14] R.R. Rao, K.Sirinivasan : «Exergy diagrams for nitrogen on ITS.90-Int». J. energy. 1997.
- [15] K. Srinivasan, Y. K. Lim, J. C. Ho, N. E. Wijeysondera: « Exergetic of carbon dioxide vapour compression refrigeration cycle using the new fundamental equation of state». J. energy. May 2003.
- [16] R.D. Misra, P.K. Sahoo, A. Gupta: «Evaluation thermoéconomique et optimisation d'un système frigorifique à eau/ammoniac à absorption de vapeur».J. Refregeration . May 2005.
- [17] S. Bhattacharyya, S. Mukhopadhyay, A. Kumar, R.K. Khurana, J. Sarkar : « Système au CO<sub>2</sub>-C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> en cascade utilisé en application frigorifique et pour le chauffage: optimisation».J. Refregeration . 2005.
- [18] S. Bhattacharyya, S. Bose, J. Sarkar : « Optimisation de l'exergie dans des cycles frigorifiques en cascade et vérification numérique de l'optimisation dans un système au CO<sub>2</sub>-C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> ». J. Refrigeration . Novembre 2006.
- [19] D. P .Wilson , R.S.Basu: «thermodynamic properties of a new stratospherically safe working fluid-Refrigerant 134a». INIST (institute de l'information scientifique et technique).1988.
- [20] M. Barret, and, Y. Candu : « Calculating thermodynamic properties of R134a on a micro-computer ».Laboratoire de thermique industrielle.Universite Paris XII. Avenue du général de Gaulle. 94000 Creteil-France.1993.
- [21] J.P. Corriou : « Thermodynamique chimique, diagrammes thermodynamiques ». Technique de l'ingénieur J 1026. Ecole centrale de Paris.
- [22] L. Borel : « Théorie générale de l'énergie et applications pratique ». Entropie (F). P.E.C. 1987.
- [23] J. P. Corriou : « Thermodynamique chimique, définitions et relations générales ». Technique de l'ingénieur, J 1025. Ecole centrale de Paris.

- [24] D. Descamps : « Aide mémoire de thermodynamique ». E.N.S.A.M. Lille.1979.
- [25] V. Kirillin , V. Sytchev , A. Sheindlin: «Thermodynamique technique». 2<sup>ème</sup> édition. Mir Moscou.1981.
- [26] P. Deuflhard: «Newton methods for nonlinear problems; affine invariance and adaptive algorithms». Sprniger Ser. Comp.Math.35. 2004.
- [27] F.M. Dennerly : « Cours de thermodynamique ». Ecole centrale des Arts et Manufactures. 1983.
- [28] I. Prigogine : « Introduction to thermodynamics of irréversible processes (Introduction à la thermodynamique des phénomènes irréversibles) ». Traduction par CHANU (J.). Dunod (1968), Interscience .1961.
- [29] P. Chartier, M. Gross et K.S. Spiegler : « Application à la thermodynamique du non-equilibre ». Hermann. 1975.
- [30] M. Feidt : « Thermodynamique et optimisation, énergétique des systèmes et procédés ». 2<sup>ème</sup> édition. Lavoisier. Tec&Doc.1996.
- [31] Le Goff (P.) : « Energétique et Documentation ».1983.

# **Annexe**

# **Propriétés thermodynamiques du fluide frigorigène R134a**

**Table de saturation des propriétés thermodynamiques du R134a**

Temp (°C)	Pres (kPa)	Volume		Enthalpie		Entropie		Exergie	
		liq(m3/kg)	vap(m3/kg)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)	liq(kJ/kg.K)	vap(kJ/kg.K)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)
-90.0	1.68	.000644	8.88680	-53.8326	191.5991	-0.2588	1.0813	28.9043	-114.4820
-89.0	1.83	.000645	8.16912	-52.8476	192.2057	-0.2534	1.0773	28.3332	-112.7238
-88.0	2.00	.000646	7.51726	-51.8592	192.8136	-0.2481	1.0734	27.7687	-110.9872
-87.0	2.18	.000647	6.92454	-50.8673	193.4229	-0.2427	1.0696	27.2105	-109.2718
-86.0	2.38	.000648	6.38501	-49.8720	194.0335	-0.2374	1.0659	26.6588	-107.5772
-85.0	2.59	.000649	5.89337	-48.8731	194.6453	-0.2321	1.0622	26.1134	-105.9030
-84.0	2.82	.000650	5.44491	-47.8707	195.2584	-0.2268	1.0586	25.5743	-104.2488
-83.0	3.06	.000652	5.03540	-46.8648	195.8727	-0.2215	1.0551	25.0415	-102.6143
-82.0	3.33	.000653	4.66108	-45.8553	196.4881	-0.2162	1.0517	24.5148	-100.9991
-81.0	3.61	.000654	4.31859	-44.8421	197.1047	-0.2109	1.0483	23.9944	-99.4029
-80.0	3.91	.000655	4.00492	-43.8254	197.7224	-0.2056	1.0450	23.4801	-97.8252
-79.0	4.23	.000656	3.71735	-42.8050	198.3411	-0.2003	1.0417	22.9720	-96.2659
-78.0	4.58	.000657	3.45348	-41.7809	198.9609	-0.1951	1.0386	22.4699	-94.7244
-77.0	4.95	.000658	3.21111	-40.7531	199.5817	-0.1898	1.0354	21.9738	-93.2007
-76.0	5.34	.000660	2.98830	-39.7216	200.2034	-0.1846	1.0324	21.4837	-91.6942
-75.0	5.76	.000661	2.78328	-38.6864	200.8261	-0.1793	1.0294	20.9997	-90.2047
-74.0	6.21	.000662	2.59445	-37.6473	201.4496	-0.1741	1.0265	20.5215	-88.7319
-73.0	6.69	.000663	2.42039	-36.6046	202.0740	-0.1689	1.0236	20.0493	-87.2756
-72.0	7.20	.000664	2.25981	-35.5580	202.6992	-0.1637	1.0208	19.5830	-85.8353
-71.0	7.74	.000665	2.11154	-34.5076	203.3251	-0.1585	1.0180	19.1225	-84.4109
-70.0	8.31	.000667	1.97451	-33.4534	203.9518	-0.1533	1.0154	18.6679	-83.0021
-69.0	8.92	.000668	1.84777	-32.3954	204.5791	-0.1481	1.0127	18.2190	-81.6086
-68.0	9.57	.000669	1.73045	-31.3334	205.2071	-0.1429	1.0101	17.7760	-80.2301
-67.0	10.26	.000670	1.62177	-30.2677	205.8356	-0.1377	1.0076	17.3387	-78.8664
-66.0	10.99	.000671	1.52101	-29.1980	206.4648	-0.1325	1.0051	16.9072	-77.5172
-65.0	11.76	.000673	1.42752	-28.1244	207.0945	-0.1274	1.0027	16.4814	-76.1823
-64.0	12.57	.000674	1.34071	-27.0469	207.7246	-0.1222	1.0003	16.0612	-74.8615
-63.0	13.43	.000675	1.26004	-25.9655	208.3552	-0.1171	0.9980	15.6468	-73.5545
-62.0	14.34	.000676	1.18502	-24.8801	208.9861	-0.1119	0.9957	15.2380	-72.2611
-61.0	15.30	.000677	1.11521	-23.7908	209.6175	-0.1068	0.9934	14.8349	-70.9810
-60.0	16.32	.000679	1.05020	-22.6976	210.2491	-0.1016	0.9913	14.4374	-69.7141
-59.0	17.39	.000680	0.98961	-21.6004	210.8810	-0.0965	0.9891	14.0455	-68.4601
-58.0	18.51	.000681	0.93311	-20.4992	211.5131	-0.0914	0.9870	13.6593	-67.2189
-57.0	19.70	.000683	0.88038	-19.3941	212.1455	-0.0862	0.9850	13.2786	-65.9901
-56.0	20.95	.000684	0.83113	-18.2850	212.7780	-0.0811	0.9829	12.9035	-64.7737
-55.0	22.26	.000685	0.78512	-17.1720	213.4105	-0.0760	0.9810	12.5339	-63.5695
-54.0	23.64	.000686	0.74209	-16.0549	214.0432	-0.0709	0.9790	12.1698	-62.3771
-53.0	25.10	.000688	0.70183	-14.9339	214.6758	-0.0658	0.9772	11.8114	-61.1965
-52.0	26.62	.000689	0.66413	-13.8089	215.3085	-0.0607	0.9753	11.4584	-60.0275
-51.0	28.22	.000690	0.62881	-12.6799	215.9411	-0.0556	0.9735	11.1109	-58.8699
-50.0	29.90	.000692	0.59570	-11.5469	216.5736	-0.0505	0.9717	10.7689	-57.7234
-49.0	31.66	.000693	0.56464	-10.4100	217.2059	-0.0455	0.9700	10.4325	-56.5881
-48.0	33.50	.000694	0.53549	-9.2691	217.8381	-0.0404	0.9683	10.1015	-55.4636
-47.0	35.43	.000696	0.50812	-8.1243	218.4701	-0.0353	0.9666	9.7760	-54.3498
-46.0	37.45	.000697	0.48239	-6.9754	219.1018	-0.0303	0.9650	9.4559	-53.2466
-45.0	39.56	.000698	0.45820	-5.8226	219.7332	-0.0252	0.9634	9.1413	-52.1538
-44.0	41.77	.000700	0.43545	-4.6659	220.3642	-0.0202	0.9619	8.8321	-51.0712
-43.0	44.08	.000701	0.41403	-3.5051	220.9949	-0.0151	0.9603	8.5284	-49.9987
-42.0	46.50	.000703	0.39385	-2.3405	221.6252	-0.0101	0.9589	8.2301	-48.9362
-41.0	49.01	.000704	0.37484	-1.1719	222.2550	-0.0050	0.9574	7.9372	-47.8835
-40.0	51.64	.000705	0.35692	0.0006	222.8843	0.0000	0.9560	7.6497	-46.8404
-39.0	54.38	.000707	0.34001	1.1771	223.5130	0.0050	0.9546	7.3676	-45.8069
-38.0	57.24	.000708	0.32405	2.3574	224.1412	0.0101	0.9532	7.0909	-44.7828
-37.0	60.22	.000710	0.30898	3.5417	224.7688	0.0151	0.9519	6.8196	-43.7680
-36.0	63.32	.000711	0.29475	4.7298	225.3958	0.0201	0.9506	6.5537	-42.7623
-35.0	66.55	.000713	0.28129	5.9219	226.0220	0.0251	0.9493	6.2932	-41.7656
-34.0	69.91	.000714	0.26856	7.1178	226.6476	0.0301	0.9480	6.0380	-40.7779
-33.0	73.40	.000716	0.25651	8.3176	227.2724	0.0351	0.9468	5.7882	-39.7989
-32.0	77.04	.000717	0.24511	9.5213	227.8964	0.0401	0.9456	5.5438	-38.8285
-31.0	80.81	.000719	0.23431	10.7287	228.5195	0.0451	0.9445	5.3047	-37.8667
-30.0	84.74	.000720	0.22408	11.9401	229.1418	0.0500	0.9433	5.0709	-36.9134
-29.0	88.81	.000722	0.21438	13.1552	229.7632	0.0550	0.9422	4.8426	-35.9683
-28.0	93.05	.000723	0.20518	14.3742	230.3837	0.0600	0.9411	4.6195	-35.0315
-27.0	97.44	.000725	0.19645	15.5970	231.0032	0.0650	0.9401	4.4017	-34.1028
-26.0	101.99	.000726	0.18817	16.8236	231.6216	0.0699	0.9390	4.1892	-33.1821
-25.0	106.71	.000728	0.18030	18.0539	232.2391	0.0749	0.9380	3.9821	-32.2692
-24.0	111.60	.000730	0.17282	19.2881	232.8554	0.0798	0.9370	3.7803	-31.3642
-23.0	116.67	.000731	0.16572	20.5260	233.4707	0.0848	0.9360	3.5838	-30.4669



**Table de saturation des propriétés thermodynamiques du R134a**

Temp (°C)	Pres (kPa)	Volume		Enthalpie		Entropie		Exergie	
		liq(m3/kg)	vap(m3/kg)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)	liq(kJ/kg.K)	vap(kJ/kg.K)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)
-22.0	121.92	.000733	0.15896	21.7677	234.0848	0.0897	0.9351	3.3926	-29.5772
-21.0	127.36	.000734	0.15253	23.0130	234.6977	0.0946	0.9341	3.2066	-28.6951
-20.0	132.99	.000736	0.14641	24.2622	235.3094	0.0996	0.9332	3.0260	-27.8203
-19.0	138.81	.000738	0.14059	25.5150	235.9198	0.1045	0.9324	2.8506	-26.9529
-18.0	144.83	.000739	0.13504	26.7716	236.5290	0.1094	0.9315	2.6805	-26.0928
-17.0	151.05	.000741	0.12976	28.0319	237.1368	0.1143	0.9306	2.5156	-25.2398
-16.0	157.48	.000743	0.12472	29.2959	237.7433	0.1192	0.9298	2.3560	-24.3940
-15.0	164.13	.000745	0.11991	30.5637	238.3484	0.1241	0.9290	2.2017	-23.5551
-14.0	170.99	.000746	0.11533	31.8350	238.9521	0.1290	0.9282	2.0526	-22.7231
-13.0	178.08	.000748	0.11096	33.1101	239.5543	0.1339	0.9275	1.9087	-21.8980
-12.0	185.40	.000750	0.10678	34.3889	240.1551	0.1388	0.9267	1.7701	-21.0797
-11.0	192.95	.000752	0.10279	35.6713	240.7543	0.1437	0.9260	1.6367	-20.2680
-10.0	200.73	.000753	0.09898	36.9574	241.3519	0.1485	0.9253	1.5085	-19.4630
-9.0	208.76	.000755	0.09534	38.2471	241.9479	0.1534	0.9246	1.3855	-18.6645
-8.0	217.04	.000757	0.09186	39.5405	242.5423	0.1583	0.9239	1.2678	-17.8725
-7.0	225.57	.000759	0.08853	40.8376	243.1351	0.1631	0.9232	1.1552	-17.0869
-6.0	234.36	.000761	0.08535	42.1384	243.7261	0.1680	0.9226	1.0478	-16.3076
-5.0	243.41	.000762	0.08230	43.4428	244.3154	0.1728	0.9219	0.9457	-15.5347
-4.0	252.73	.000764	0.07939	44.7508	244.9029	0.1777	0.9213	0.8487	-14.7679
-3.0	262.33	.000766	0.07659	46.0625	245.4886	0.1825	0.9207	0.7568	-14.0073
-2.0	272.21	.000768	0.07391	47.3779	246.0725	0.1873	0.9201	0.6702	-13.2527
-1.0	282.37	.000770	0.07135	48.6970	246.6544	0.1922	0.9196	0.5887	-12.5042
0.0	292.82	.000772	0.06889	50.0197	247.2345	0.1970	0.9190	0.5124	-11.7616
1.0	303.57	.000774	0.06653	51.3461	247.8125	0.2018	0.9184	0.4412	-11.0250
2.0	314.62	.000776	0.06427	52.6762	248.3885	0.2066	0.9179	0.3752	-10.2942
3.0	325.98	.000778	0.06210	54.0100	248.9625	0.2114	0.9174	0.3143	-9.5692
4.0	337.65	.000780	0.06002	55.3475	249.5344	0.2162	0.9169	0.2586	-8.8499
5.0	349.63	.000782	0.05802	56.6888	250.1041	0.2210	0.9164	0.2080	-8.1363
6.0	361.95	.000784	0.05610	58.0337	250.6716	0.2258	0.9159	0.1625	-7.4284
7.0	374.59	.000786	0.05425	59.3824	251.2370	0.2306	0.9154	0.1222	-6.7261
8.0	387.56	.000788	0.05248	60.7348	251.8000	0.2354	0.9150	0.0870	-6.0293
9.0	400.88	.000791	0.05078	62.0910	252.3607	0.2402	0.9145	0.0569	-5.3380
10.0	414.55	.000793	0.04914	63.4511	252.9191	0.2449	0.9141	0.0319	-4.6521
11.0	428.57	.000795	0.04756	64.8149	253.4750	0.2497	0.9137	0.0120	-3.9716
12.0	442.94	.000797	0.04605	66.1825	254.0284	0.2545	0.9132	-0.0027	-3.2965
13.0	457.69	.000799	0.04459	67.5541	254.5793	0.2592	0.9128	-0.0124	-2.6267
14.0	472.80	.000802	0.04318	68.9295	255.1276	0.2640	0.9124	-0.0169	-1.9622
15.0	488.29	.000804	0.04183	70.3088	255.6733	0.2687	0.9120	-0.0164	-1.3029
16.0	504.16	.000806	0.04053	71.6921	256.2163	0.2735	0.9116	-0.0107	-0.6489
17.0	520.42	.000809	0.03927	73.0793	256.7565	0.2782	0.9113	0.0000	0.0000
18.0	537.08	.000811	0.03806	74.4706	257.2939	0.2830	0.9109	0.0159	0.6438
19.0	554.14	.000813	0.03690	75.8659	257.8284	0.2877	0.9105	0.0369	1.2825
20.0	571.60	.000816	0.03577	77.2653	258.3600	0.2924	0.9102	0.0629	1.9162
21.0	589.48	.000818	0.03469	78.6688	258.8885	0.2972	0.9099	0.0941	2.5448
22.0	607.78	.000821	0.03365	80.0764	259.4140	0.3019	0.9095	0.1304	3.1684
23.0	626.50	.000823	0.03264	81.4883	259.9362	0.3066	0.9092	0.1717	3.7871
24.0	645.66	.000826	0.03166	82.9044	260.4553	0.3113	0.9089	0.2182	4.4008
25.0	665.26	.000828	0.03072	84.3248	260.9710	0.3161	0.9085	0.2698	5.0096
26.0	685.30	.000831	0.02982	85.7496	261.4834	0.3208	0.9082	0.3265	5.6135
27.0	705.80	.000834	0.02894	87.1787	261.9922	0.3255	0.9079	0.3883	6.2125
28.0	726.75	.000836	0.02809	88.6124	262.4975	0.3302	0.9076	0.4552	6.8067
29.0	748.17	.000839	0.02727	90.0506	262.9991	0.3349	0.9073	0.5273	7.3961
30.0	770.06	.000842	0.02648	91.4934	263.4969	0.3396	0.9070	0.6046	7.9806
31.0	792.43	.000844	0.02572	92.9409	263.9909	0.3443	0.9067	0.6870	8.5604
32.0	815.28	.000847	0.02498	94.3931	264.4809	0.3490	0.9064	0.7745	9.1353
33.0	838.63	.000850	0.02426	95.8501	264.9669	0.3537	0.9061	0.8672	9.7056
34.0	862.47	.000853	0.02357	97.3119	265.4486	0.3584	0.9058	0.9650	10.2710
35.0	886.82	.000856	0.02290	98.7788	265.9261	0.3631	0.9055	1.0681	10.8317
36.0	911.68	.000859	0.02225	100.2507	266.3992	0.3678	0.9053	1.1764	11.3877
37.0	937.07	.000862	0.02162	101.7278	266.8677	0.3725	0.9050	1.2898	11.9389
38.0	962.98	.000865	0.02102	103.2101	267.3315	0.3772	0.9047	1.4086	12.4854
39.0	989.42	.000868	0.02043	104.6978	267.7905	0.3819	0.9044	1.5325	13.0271
40.0	1016.40	.000871	0.01986	106.1909	268.2446	0.3866	0.9041	1.6618	13.5642
41.0	1043.94	.000875	0.01930	107.6896	268.6935	0.3913	0.9038	1.7963	14.0964
42.0	1072.02	.000878	0.01877	109.1939	269.1372	0.3960	0.9035	1.9361	14.6240
43.0	1100.67	.000881	0.01825	110.7040	269.5754	0.4007	0.9033	2.0813	15.1468
44.0	1129.89	.000885	0.01774	112.2202	270.0080	0.4054	0.9030	2.2318	15.6648
45.0	1159.69	.000888	0.01726	113.7423	270.4349	0.4101	0.9027	2.3877	16.1780
46.0	1190.08	.000892	0.01678	115.2706	270.8557	0.4149	0.9024	2.5490	16.6865
47.0	1221.05	.000895	0.01632	116.8053	271.2704	0.4196	0.9021	2.7158	17.1901
48.0	1252.63	.000899	0.01588	118.3465	271.6787	0.4243	0.9017	2.8880	17.6889

**Table de saturation des propriétés thermodynamiques du R134a**

Temp (°C)	Pres (kPa)	Volume		Enthalpie		Entropie		Exergie	
		liq(m3/kg)	vap(m3/kg)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)	liq(kJ/kg.K)	vap(kJ/kg.K)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)
49.0	1284.82	.000903	0.01544	119.8943	272.0804	0.4290	0.9014	3.0658	18.1828
50.0	1317.62	.000906	0.01502	121.4490	272.4752	0.4337	0.9011	3.2490	18.6718
51.0	1351.04	.000910	0.01461	123.0107	272.8629	0.4385	0.9008	3.4379	19.1559
52.0	1385.10	.000914	0.01421	124.5796	273.2433	0.4432	0.9004	3.6324	19.6349
53.0	1419.80	.000918	0.01383	126.1559	273.6161	0.4480	0.9001	3.8326	20.1090
54.0	1455.15	.000922	0.01345	127.7397	273.9810	0.4527	0.8997	4.0384	20.5780
55.0	1491.16	.000927	0.01309	129.3315	274.3377	0.4575	0.8993	4.2501	21.0419
56.0	1527.83	.000931	0.01273	130.9313	274.6859	0.4622	0.8990	4.4676	21.5006
57.0	1565.17	.000935	0.01239	132.5394	275.0251	0.4670	0.8986	4.6909	21.9541
58.0	1603.20	.000940	0.01205	134.1561	275.3552	0.4718	0.8982	4.9202	22.4022
59.0	1641.92	.000944	0.01172	135.7816	275.6756	0.4766	0.8977	5.1555	22.8450
60.0	1681.34	.000949	0.01141	137.4162	275.9861	0.4814	0.8973	5.3969	23.2823
61.0	1721.47	.000954	0.01110	139.0603	276.2860	0.4862	0.8969	5.6445	23.7140
62.0	1762.32	.000959	0.01079	140.7143	276.5751	0.4910	0.8964	5.8983	24.1401
63.0	1803.90	.000964	0.01050	142.3783	276.8528	0.4958	0.8959	6.1584	24.5604
64.0	1846.22	.000969	0.01021	144.0528	277.1186	0.5007	0.8954	6.4249	24.9748
65.0	1889.29	.000974	0.00993	145.7382	277.3719	0.5056	0.8948	6.6980	25.3832
66.0	1933.11	.000979	0.00966	147.4350	277.6121	0.5105	0.8943	6.9776	25.7855
67.0	1977.70	.000985	0.00940	149.1435	277.8386	0.5154	0.8937	7.2640	26.1815
68.0	2023.07	.000991	0.00914	150.8643	278.0507	0.5203	0.8931	7.5573	26.5710
69.0	2069.23	.000997	0.00888	152.5979	278.2475	0.5252	0.8924	7.8576	26.9538
70.0	2116.19	.001003	0.00864	154.3448	278.4285	0.5302	0.8918	8.1650	27.3299
71.0	2163.97	.001009	0.00840	156.1057	278.5925	0.5352	0.8911	8.4797	27.6989
72.0	2212.56	.001015	0.00816	157.8812	278.7387	0.5402	0.8903	8.8019	28.0607
73.0	2261.99	.001022	0.00793	159.6721	278.8661	0.5452	0.8895	9.1317	28.4149
74.0	2312.26	.001029	0.00770	161.4791	278.9735	0.5503	0.8887	9.4694	28.7613
75.0	2363.40	.001036	0.00748	163.3030	279.0596	0.5554	0.8879	9.8151	29.0996
76.0	2415.40	.001044	0.00727	165.1448	279.1231	0.5605	0.8869	10.1692	29.4295
77.0	2468.29	.001051	0.00706	167.0055	279.1626	0.5657	0.8860	10.5318	29.7505
78.0	2522.08	.001059	0.00685	168.8863	279.1762	0.5709	0.8849	10.9033	30.0623
79.0	2576.78	.001068	0.00665	170.7884	279.1622	0.5761	0.8838	11.2840	30.3644
80.0	2632.41	.001077	0.00645	172.7131	279.1185	0.5814	0.8827	11.6742	30.6563
81.0	2688.98	.001086	0.00625	174.6621	279.0426	0.5867	0.8815	12.0743	30.9374
82.0	2746.51	.001095	0.00606	176.6371	278.9322	0.5921	0.8801	12.4848	31.2070
83.0	2805.01	.001105	0.00587	178.6402	278.7839	0.5976	0.8788	12.9063	31.4644
84.0	2864.51	.001116	0.00569	180.6735	278.5946	0.6031	0.8773	13.3391	31.7088
85.0	2925.02	.001127	0.00550	182.7398	278.3602	0.6087	0.8757	13.7842	31.9391
86.0	2986.56	.001139	0.00532	184.8421	278.0761	0.6143	0.8739	14.2421	32.1543
87.0	3049.15	.001152	0.00514	186.9838	277.7369	0.6201	0.8721	14.7138	32.3529
88.0	3112.81	.001165	0.00497	189.1695	277.3361	0.6259	0.8701	15.2004	32.5335
89.0	3177.58	.001179	0.00479	191.4041	276.8662	0.6319	0.8679	15.7031	32.6941
90.0	3243.47	.001195	0.00462	193.6940	276.3175	0.6380	0.8655	16.2235	32.8324
91.0	3310.52	.001212	0.00444	196.0470	275.6784	0.6443	0.8629	16.7635	32.9456
92.0	3378.75	.001230	0.00427	198.4728	274.9342	0.6507	0.8601	17.3254	33.0302
93.0	3448.21	.001250	0.00410	200.9845	274.0658	0.6573	0.8569	17.9124	33.0815
94.0	3518.95	.001273	0.00392	203.5996	273.0471	0.6642	0.8534	18.5286	33.0934
95.0	3591.00	.001298	0.00374	206.3421	271.8427	0.6714	0.8493	19.1799	33.0575
96.0	3664.44	.001328	0.00356	209.2479	270.4003	0.6790	0.8447	19.8745	32.9615
97.0	3739.34	.001362	0.00337	212.3732	268.6389	0.6872	0.8392	20.6258	32.7864
98.0	3815.82	.001405	0.00317	215.8163	266.4171	0.6962	0.8326	21.4565	32.4996
99.0	3894.03	.001461	0.00294	219.7758	263.4516	0.7066	0.8239	22.4124	32.0359
100.0	3974.24	.001544	0.00267	224.7941	258.9578	0.7197	0.8113	23.6174	31.2164

**Tables des propriétés thermodynamiques de la vapeur surchauffée du R134a**

**P = 50. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-40.6	0.367900	222.4941	0.9568	-47.4858
-30.0	0.386695	230.5694	0.9908	-49.2627
-20.0	0.404152	238.3379	1.0221	-50.5781
-10.0	0.421422	246.2719	1.0528	-51.5621
0.0	0.438540	254.3755	1.0831	-52.2274
10.0	0.455534	262.6516	1.1128	-52.5849
20.0	0.472426	271.1018	1.1422	-52.6439
30.0	0.489233	279.7267	1.1711	-52.4127
40.0	0.505971	288.5264	1.1996	-51.8990
50.0	0.522651	297.5002	1.2278	-51.1095
60.0	0.539282	306.6471	1.2557	-50.0505
70.0	0.555872	315.9656	1.2833	-48.7280
80.0	0.572428	325.4538	1.3105	-47.1475
90.0	0.588954	335.1096	1.3375	-45.3144
100.0	0.605455	344.9306	1.3642	-43.2338
110.0	0.621936	354.9143	1.3906	-40.9107
120.0	0.638398	365.0580	1.4167	-38.3498
130.0	0.654844	375.3587	1.4426	-35.5558
140.0	0.671277	385.8134	1.4682	-32.5334

**P = 100. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-26.4	0.191698	231.3540	0.9395	-33.5794
-16.0	0.201388	239.7883	0.9729	-34.8597
-6.0	0.210483	248.0012	1.0043	-35.7376
4.0	0.219427	256.3515	1.0350	-36.2904
14.0	0.228248	264.8477	1.0651	-36.5318
24.0	0.236970	273.4959	1.0947	-36.4730
34.0	0.245610	282.3003	1.1238	-36.1236
44.0	0.254182	291.2638	1.1525	-35.4922
54.0	0.262699	300.3880	1.1809	-34.5861
64.0	0.271168	309.6737	1.2088	-33.4123
74.0	0.279598	319.1211	1.2364	-31.9767
84.0	0.287996	328.7294	1.2637	-30.2853
94.0	0.296365	338.4978	1.2907	-28.3434
104.0	0.304710	348.4247	1.3174	-26.1563
114.0	0.313035	358.5082	1.3437	-23.7289
124.0	0.321343	368.7463	1.3699	-21.0661
134.0	0.329636	379.1367	1.3957	-18.1725

**P = 150. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-17.2	0.130620	237.0353	0.9308	-25.3818
-7.0	0.137169	245.6105	0.9636	-26.3380
3.0	0.143441	254.1415	0.9951	-26.9365
13.0	0.149580	262.7857	1.0258	-27.2138
23.0	0.155610	271.5557	1.0560	-27.1842
33.0	0.161553	280.4607	1.0855	-26.8593
43.0	0.167423	289.5074	1.1146	-26.2491
53.0	0.173235	298.7004	1.1432	-25.3620
63.0	0.178998	308.0432	1.1715	-24.2056
73.0	0.184719	317.5376	1.1993	-22.7865
83.0	0.190406	327.1847	1.2268	-21.1109
93.0	0.196064	336.9848	1.2539	-19.1845
103.0	0.201697	346.9376	1.2807	-17.0126
113.0	0.207309	357.0421	1.3072	-14.6003
123.0	0.212903	367.2971	1.3334	-11.9525
133.0	0.218482	377.7008	1.3594	-9.0739
143.0	0.224048	388.2512	1.3850	-5.9691

**P = 200. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-10.1	0.099330	241.2962	0.9253	-19.5376
0.0	0.104376	250.1016	0.9582	-20.2627
10.0	0.109220	258.8946	0.9898	-20.6427
20.0	0.113941	267.7787	1.0206	-20.7050
30.0	0.118564	276.7707	1.0508	-20.4642
40.0	0.123106	285.8827	1.0804	-19.9324
50.0	0.127584	295.1237	1.1094	-19.1195
60.0	0.132007	304.5002	1.1380	-18.0340
70.0	0.136386	314.0167	1.1661	-16.6835
80.0	0.140728	323.6766	1.1939	-15.0745
90.0	0.145038	333.4816	1.2212	-13.2131
100.0	0.149322	343.4330	1.2483	-11.1049
110.0	0.153584	353.5308	1.2750	-8.7552
120.0	0.157826	363.7747	1.3014	-6.1690
130.0	0.162053	374.1639	1.3275	-3.3511
140.0	0.166265	384.6970	1.3533	-0.3060

**P = 300. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
0.7	0.067298	247.6221	0.9186	-11.2671
10.0	0.070602	256.2110	0.9495	-11.6277
20.0	0.074007	265.4318	0.9815	-11.6925
30.0	0.077302	274.7016	1.0126	-11.4445
40.0	0.080508	284.0454	1.0429	-10.8982
50.0	0.083643	293.4816	1.0726	-10.0692
60.0	0.086720	303.0238	1.1016	-8.9646
70.0	0.089750	312.6819	1.1302	-7.5940
80.0	0.092740	322.4634	1.1583	-5.9648
90.0	0.095697	332.3736	1.1860	-4.0835
100.0	0.098627	342.4160	1.2132	-1.9560
110.0	0.101534	352.5933	1.2402	0.4121
120.0	0.104421	362.9068	1.2667	3.0158
130.0	0.107291	373.3571	1.2930	5.8504
140.0	0.110147	383.9441	1.3189	8.9109

**P = 400. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
8.9	0.050886	252.3237	0.9146	-5.3834
18.0	0.053424	261.0424	0.9450	-5.4917
28.0	0.056097	270.6252	0.9773	-5.2985
38.0	0.058866	280.2177	1.0087	-4.7979
48.0	0.061153	289.8538	1.0392	-4.0061
58.0	0.063576	299.5576	1.0689	-2.9355
68.0	0.065945	309.3471	1.0980	-1.5962
78.0	0.068271	319.2356	1.1266	0.0031
88.0	0.070562	329.2330	1.1547	1.8555
98.0	0.072822	339.3464	1.1823	3.9544
108.0	0.075058	349.5813	1.2095	6.2942
118.0	0.077272	359.9413	1.2363	8.8695
128.0	0.079469	370.4288	1.2628	11.6755
138.0	0.081650	381.0452	1.2889	14.7074

**P = 600. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
21.6	0.034082	259.1921	0.9097	2.9053
31.0	0.036006	268.9185	0.9421	3.2059
41.0	0.037927	279.1098	0.9751	3.8311
51.0	0.039754	289.2393	1.0069	4.7507
61.0	0.041509	299.3577	1.0376	5.9490
71.0	0.043207	309.5010	1.0675	7.4139
81.0	0.044858	319.6951	1.0967	9.1361
91.0	0.046472	329.9594	1.1253	11.1077
101.0	0.048054	340.3080	1.1533	13.3220
111.0	0.049611	350.7519	1.1809	15.7732
121.0	0.051146	361.2990	1.2080	18.4562
131.0	0.052663	371.9550	1.2347	21.3659
141.0	0.054165	382.7243	1.2610	24.4979

**P = 800. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
31.3	0.025468	264.1545	0.9066	8.7524
41.0	0.027071	274.7383	0.9408	9.4067
51.0	0.028611	285.4523	0.9744	10.3791
61.0	0.030062	296.0331	1.0066	11.6319
71.0	0.031444	306.5508	1.0376	13.1507
81.0	0.032774	317.0536	1.0677	14.9249
91.0	0.034062	327.5758	1.0969	16.9459
101.0	0.035315	338.1424	1.1256	19.2068
111.0	0.036540	348.7722	1.1536	21.7016
121.0	0.037742	359.4790	1.1811	24.4252
131.0	0.038924	370.2734	1.2082	27.3727
141.0	0.040090	381.1631	1.2348	30.5396

**Tables des propriétés thermodynamiques de la vapeur surchauffée du R134a**

**P = 1000. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
39.4	0.020201	267.9699	0.9043	13.2392
44.0	0.020877	273.3403	0.9214	13.6603
49.0	0.021576	279.0607	0.9392	14.1880
54.0	0.022244	284.6931	0.9566	14.7863
59.0	0.022887	290.2578	0.9735	15.4529
64.0	0.023509	295.7710	0.9900	16.1859
69.0	0.024111	301.2454	1.0061	16.9836
74.0	0.024698	306.6910	1.0219	17.8446
79.0	0.025270	312.1163	1.0374	18.7678
84.0	0.025829	317.5282	1.0526	19.7520
89.0	0.026378	322.9326	1.0677	20.7962
94.0	0.026916	328.3343	1.0825	21.8998
99.0	0.027445	333.7375	1.0971	23.0618
104.0	0.027967	339.1459	1.1115	24.2816
109.0	0.028481	344.5625	1.1258	25.5584
114.0	0.028988	349.9899	1.1399	26.8918
119.0	0.029490	355.4305	1.1539	28.2810
124.0	0.029986	360.8863	1.1677	29.7256
129.0	0.030478	366.3589	1.1814	31.2250
134.0	0.030964	371.8499	1.1950	32.7787
139.0	0.031447	377.3605	1.2084	34.3862

**P = 1200. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
46.3	0.016632	270.9898	0.9023	16.8490
51.0	0.017250	276.7386	0.9201	17.4144
56.0	0.017874	282.7314	0.9385	18.0838
61.0	0.018466	288.6042	0.9562	18.8184
66.0	0.019033	294.3847	0.9734	19.6167
71.0	0.019577	300.0939	0.9901	20.4771
76.0	0.020104	305.7483	1.0064	21.3986
81.0	0.020614	311.3606	1.0223	22.3800
86.0	0.021111	316.9413	1.0380	23.4205
91.0	0.021595	322.4991	1.0534	24.5192
96.0	0.022069	328.0409	1.0685	25.6754
101.0	0.022533	333.5728	1.0834	26.8884
106.0	0.022988	339.0997	1.0980	28.1576
111.0	0.023436	344.6260	1.1125	29.4825
116.0	0.023877	350.1554	1.1268	30.8625
121.0	0.024312	355.6910	1.1409	32.2970
126.0	0.024741	361.2355	1.1549	33.7857
131.0	0.025166	366.7914	1.1688	35.3280
136.0	0.025585	372.3604	1.1824	36.9234

**P = 1600. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
57.9	0.012079	275.3276	0.8982	22.3646
62.0	0.012554	280.9074	0.9150	23.0840
67.0	0.013093	287.4854	0.9344	24.0090
72.0	0.013596	293.8551	0.9530	24.9846
77.0	0.014072	300.0683	0.9709	26.0121
82.0	0.014524	306.1614	0.9882	27.0918
87.0	0.014957	312.1613	1.0050	28.2240
92.0	0.015374	318.0882	1.0213	29.4087
97.0	0.015777	323.9583	1.0373	30.6460
102.0	0.016169	329.7840	1.0529	31.9356
107.0	0.016549	335.5757	1.0682	33.2775
112.0	0.016921	341.3421	1.0833	34.6713
117.0	0.017284	347.0899	1.0981	36.1169
122.0	0.017640	352.8253	1.1127	37.6141
127.0	0.017990	358.5533	1.1271	39.1625
132.0	0.018334	364.2781	1.1414	40.7619
137.0	0.018672	370.0034	1.1554	42.4121

**P = 2000. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
67.5	0.009268	277.9448	0.8934	26.3742
72.0	0.009758	284.8018	0.9134	27.4285
77.0	0.010249	291.9734	0.9340	28.6141
82.0	0.010699	298.8257	0.9535	29.8282
87.0	0.011118	305.4467	0.9720	31.0775
92.0	0.011512	311.8942	0.9898	32.3663
97.0	0.011887	318.2083	1.0069	33.6971
102.0	0.012246	324.4182	1.0236	35.0718
107.0	0.012591	330.5463	1.0398	36.4915
112.0	0.012924	336.6097	1.0557	37.9571
117.0	0.013247	342.6223	1.0712	39.4692
122.0	0.013561	348.5950	1.0864	41.0283
127.0	0.013867	354.5370	1.1013	42.6346
132.0	0.014166	360.4558	1.1160	44.2882
137.0	0.014459	366.3578	1.1305	45.9894

**P = 2500. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
77.6	0.006934	279.1736	0.8854	29.9357
82.0	0.007416	287.0591	0.9077	31.3378
87.0	0.007886	295.1613	0.9304	32.8662
92.0	0.008302	302.7114	0.9512	34.3751
97.0	0.008681	309.8904	0.9707	35.8881
102.0	0.009034	316.8033	0.9893	37.4182
107.0	0.009364	323.5173	1.0070	38.9736
112.0	0.009678	330.0788	1.0242	40.5596
117.0	0.009977	336.5211	1.0408	42.1798
122.0	0.010264	342.8691	1.0570	43.8368
127.0	0.010541	349.1422	1.0728	45.5325
132.0	0.010809	355.3555	1.0882	47.2684
137.0	0.011070	361.5214	1.1033	49.0456

**P = 3000. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
86.2	0.005283	278.0078	0.8735	32.1984
91.0	0.005852	288.5221	0.9026	34.2774
96.0	0.006318	297.7404	0.9278	36.1995
101.0	0.006715	306.0490	0.9501	38.0208
106.0	0.007069	313.8007	0.9707	39.8006
111.0	0.007392	321.1740	0.9900	41.5680
116.0	0.007692	328.2740	1.0084	43.3398
121.0	0.007974	335.1685	1.0260	45.1263
126.0	0.008242	341.9044	1.0430	46.9347
131.0	0.008497	348.5157	1.0594	48.7699
136.0	0.008742	355.0280	1.0755	50.6355

**P = 3500. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
93.7	0.003970	273.3383	0.8544	33.0950
96.0	0.004355	281.1057	0.8755	34.7373
99.0	0.004725	288.9169	0.8966	36.4329
102.0	0.005023	295.5078	0.9142	37.9053
105.0	0.005281	301.4239	0.9299	39.2637
108.0	0.005512	306.9016	0.9443	40.5548
111.0	0.005724	312.0685	0.9578	41.8037
114.0	0.005920	317.0020	0.9706	43.0253
117.0	0.006104	321.7534	0.9829	44.2294
120.0	0.006279	326.3589	0.9946	45.4229
123.0	0.006445	330.8447	1.0060	46.6106
126.0	0.006605	335.2308	1.0170	47.7962
129.0	0.006758	339.5328	1.0277	48.9827
132.0	0.006906	343.7632	1.0382	50.1722
135.0	0.007049	347.9319	1.0485	51.3664
138.0	0.007188	352.0474	1.0585	52.5669

**P = 4000. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
100.3	0.001989	241.2342	0.7636	27.3172
103.0	0.003447	277.9182	0.8617	35.5408
106.0	0.003867	288.0016	0.8884	37.8751
109.0	0.004178	295.7477	0.9088	39.7160
112.0	0.004437	302.4164	0.9262	41.3408
115.0	0.004663	308.4447	0.9418	42.8451
118.0	0.004867	314.0425	0.9561	44.2744
121.0	0.005055	319.3290	0.9696	45.6543
124.0	0.005230	324.3789	0.9823	47.0007
127.0	0.005394	329.2427	0.9945	48.3243
130.0	0.005550	333.9563	1.0063	49.6328
133.0	0.005698	338.5462	1.0176	50.9315
136.0	0.005841	343.0327	1.0286	52.2246

# **Propriétés thermodynamiques du fluide frigorigène R23**

**Table de saturation des propriétés thermodynamiques du R23**

Temp (°C)	Pres (kPa)	Volume		Enthalpie		Entropie		Exergie	
		liq(m3/kg)	vap(m3/kg)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)	liq(kJ/kg.K)	vap(kJ/kg.K)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)
-130.0	2.09	.000637	8.09391	28.6458	304.5095	0.1667	2.0938	70.4417	-212.8414
-129.0	2.34	.000638	7.27922	30.1348	305.0107	0.1770	2.0839	68.9235	-209.4801
-128.0	2.62	.000639	6.55881	31.6032	305.5114	0.1872	2.0743	67.4460	-206.1791
-127.0	2.92	.000640	5.92007	33.0518	306.0116	0.1971	2.0648	66.0101	-202.9342
-126.0	3.25	.000641	5.35299	34.4813	306.5112	0.2069	2.0555	64.6119	-199.7460
-125.0	3.61	.000642	4.84852	35.8926	307.0103	0.2164	2.0465	63.2503	-196.6127
-124.0	4.01	.000643	4.39885	37.2864	307.5086	0.2258	2.0376	61.9242	-193.5323
-123.0	4.44	.000644	3.99726	38.6633	308.0061	0.2350	2.0288	60.6327	-190.5027
-122.0	4.90	.000645	3.63814	40.0243	308.5028	0.2440	2.0203	59.3728	-187.5244
-121.0	5.41	.000646	3.31638	41.3698	308.9985	0.2529	2.0119	58.1438	-184.5953
-120.0	5.97	.000647	3.02754	42.7008	309.4933	0.2616	2.0037	56.9454	-181.7132
-119.0	6.57	.000648	2.76773	44.0179	309.9868	0.2702	1.9956	55.7773	-178.8758
-118.0	7.21	.000649	2.53396	45.3217	310.4793	0.2786	1.9877	54.6348	-176.0857
-117.0	7.92	.000650	2.32304	46.6129	310.9705	0.2869	1.9799	53.5201	-173.3382
-116.0	8.67	.000651	2.13252	47.8923	311.4604	0.2951	1.9723	52.4311	-170.6332
-115.0	9.49	.000652	1.96024	49.1603	311.9488	0.3031	1.9648	51.3659	-167.9707
-114.0	10.37	.000653	1.80414	50.4177	312.4358	0.3110	1.9574	50.3247	-165.3484
-113.0	11.32	.000654	1.66255	51.6650	312.9211	0.3188	1.9502	49.3058	-162.7660
-112.0	12.33	.000655	1.53388	52.9030	313.4048	0.3265	1.9431	48.3098	-160.2210
-111.0	13.43	.000656	1.41691	54.1320	313.8868	0.3342	1.9361	47.3329	-157.7156
-110.0	14.60	.000657	1.31029	55.3530	314.3669	0.3416	1.9292	46.3782	-155.2446
-109.0	15.85	.000658	1.21308	56.5662	314.8451	0.3491	1.9225	45.4421	-152.8103
-108.0	17.19	.000660	1.12436	57.7722	315.3213	0.3564	1.9159	44.5234	-150.4124
-107.0	18.63	.000661	1.04322	58.9716	315.7955	0.3636	1.9094	43.6233	-148.0479
-106.0	20.16	.000662	0.96894	60.1650	316.2675	0.3708	1.9029	42.7406	-145.7165
-105.0	21.80	.000663	0.90087	61.3528	316.7372	0.3779	1.8966	41.8745	-143.4177
-104.0	23.54	.000664	0.83842	62.5356	317.2047	0.3849	1.8904	41.0242	-141.1511
-103.0	25.39	.000666	0.78102	63.7140	317.6696	0.3918	1.8843	40.1910	-138.9137
-102.0	27.36	.000667	0.72830	64.8881	318.1322	0.3987	1.8783	39.3699	-136.7098
-101.0	29.46	.000668	0.67974	66.0587	318.5921	0.4055	1.8724	38.5647	-134.5340
-100.0	31.69	.000669	0.63500	67.2261	319.0495	0.4122	1.8666	37.7728	-132.3879
-99.0	34.05	.000671	0.59374	68.3907	319.5042	0.4189	1.8609	36.9936	-130.2711
-98.0	36.55	.000672	0.55562	69.5533	319.9559	0.4256	1.8552	36.2291	-128.1803
-97.0	39.20	.000673	0.52042	70.7137	320.4050	0.4322	1.8497	35.4745	-126.1196
-96.0	42.01	.000675	0.48786	71.8725	320.8511	0.4387	1.8442	34.7318	-124.0860
-95.0	44.98	.000676	0.45768	73.0306	321.2941	0.4452	1.8388	34.0031	-122.0761
-94.0	48.11	.000677	0.42973	74.1877	321.7340	0.4517	1.8335	33.2839	-120.0940
-93.0	51.42	.000679	0.40379	75.3447	322.1708	0.4581	1.8282	32.5763	-118.1364
-92.0	54.91	.000680	0.37972	76.5014	322.6045	0.4645	1.8231	31.8782	-116.2048
-91.0	58.59	.000681	0.35733	77.6587	323.0347	0.4709	1.8180	31.1918	-114.2960
-90.0	62.47	.000683	0.33651	78.8167	323.4615	0.4772	1.8130	30.5152	-112.4114
-89.0	66.55	.000684	0.31715	79.9753	323.8852	0.4835	1.8080	29.8464	-110.5524
-88.0	70.84	.000686	0.29911	81.1353	324.3052	0.4898	1.8031	29.1877	-108.7158
-87.0	75.35	.000687	0.28227	82.2972	324.7216	0.4960	1.7983	28.5396	-106.9003
-86.0	80.10	.000689	0.26656	83.4609	325.1343	0.5022	1.7935	27.9001	-105.1074
-85.0	85.07	.000690	0.25191	84.6263	325.5436	0.5084	1.7889	27.2677	-103.3386
-84.0	90.29	.000692	0.23821	85.7943	325.9490	0.5146	1.7842	26.6447	-101.5901
-83.0	95.76	.000693	0.22540	86.9648	326.3507	0.5207	1.7797	26.0296	-99.8636
-82.0	101.50	.000695	0.21339	88.1388	326.7482	0.5269	1.7751	25.4250	-98.1551
-81.0	107.50	.000697	0.20217	89.3150	327.1423	0.5330	1.7707	24.8253	-96.4710
-80.0	113.79	.000698	0.19164	90.4949	327.5321	0.5391	1.7663	24.2350	-94.8051
-79.0	120.36	.000700	0.18177	91.6785	327.9179	0.5452	1.7620	23.6529	-93.1588
-78.0	127.23	.000702	0.17250	92.8654	328.2997	0.5512	1.7577	23.0775	-91.5331

**Table de saturation des propriétés thermodynamiques du R23**

Temp (°C)	Pres (kPa)	Volume		Enthalpie		Entropie		Exergie	
		liq(m3/kg)	vap(m3/kg)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)	liq(kJ/kg.K)	vap(kJ/kg.K)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)
-77.0	134.41	.000703	0.16380	94.0561	328.6774	0.5573	1.7534	22.5095	-89.9269
-76.0	141.90	.000705	0.15563	95.2511	329.0508	0.5634	1.7492	21.9496	-88.3389
-75.0	149.72	.000707	0.14794	96.4501	329.4201	0.5694	1.7451	21.3966	-86.7701
-74.0	157.88	.000708	0.14070	97.6536	329.7850	0.5754	1.7410	20.8512	-85.2194
-73.0	166.38	.000710	0.13389	98.8613	330.1458	0.5814	1.7370	20.3123	-83.6877
-72.0	175.24	.000712	0.12748	100.0736	330.5021	0.5874	1.7330	19.7806	-82.1738
-71.0	184.45	.000714	0.12143	101.2903	330.8542	0.5935	1.7291	19.2552	-80.6787
-70.0	194.06	.000716	0.11573	102.5126	331.2014	0.5994	1.7252	18.7387	-79.1985
-69.0	204.03	.000717	0.11035	103.7385	331.5448	0.6054	1.7213	18.2262	-77.7392
-68.0	214.41	.000719	0.10527	104.9703	331.8832	0.6114	1.7175	17.7226	-76.2944
-67.0	225.19	.000721	0.10047	106.2067	332.2172	0.6174	1.7137	17.2250	-74.8676
-66.0	236.40	.000723	0.09592	107.4492	332.5460	0.6234	1.7100	16.7361	-73.4548
-65.0	248.02	.000725	0.09163	108.6955	332.8710	0.6293	1.7063	16.2513	-72.0620
-64.0	260.10	.000727	0.08757	109.9480	333.1906	0.6353	1.7027	15.7752	-70.6826
-63.0	272.62	.000729	0.08372	111.2055	333.5057	0.6412	1.6991	15.3052	-69.3201
-62.0	285.59	.000731	0.08008	112.4674	333.8166	0.6472	1.6955	14.8406	-67.9754
-61.0	299.04	.000733	0.07662	113.7354	334.1221	0.6531	1.6920	14.3839	-66.6444
-60.0	312.98	.000736	0.07335	115.0091	334.4225	0.6591	1.6885	13.9346	-65.3281
-59.0	327.41	.000738	0.07024	116.2880	334.7181	0.6650	1.6850	13.4917	-64.0272
-58.0	342.33	.000740	0.06729	117.5717	335.0091	0.6709	1.6816	13.0547	-62.7427
-57.0	357.78	.000742	0.06449	118.8608	335.2951	0.6769	1.6782	12.6244	-61.4729
-56.0	373.76	.000744	0.06183	120.1560	335.5755	0.6828	1.6748	12.2020	-60.2162
-55.0	390.27	.000747	0.05930	121.4557	335.8514	0.6887	1.6715	11.7851	-58.9758
-54.0	407.32	.000749	0.05689	122.7604	336.1224	0.6946	1.6682	11.3748	-57.7500
-53.0	424.96	.000751	0.05460	124.0711	336.3877	0.7005	1.6649	10.9720	-56.5372
-52.0	443.13	.000754	0.05243	125.3858	336.6486	0.7064	1.6617	10.5745	-55.3406
-51.0	461.92	.000756	0.05035	126.7067	336.9035	0.7123	1.6585	10.1851	-54.1560
-50.0	481.31	.000759	0.04837	128.0334	337.1527	0.7182	1.6553	9.8031	-52.9842
-49.0	501.29	.000761	0.04649	129.3639	337.3975	0.7241	1.6522	9.4264	-51.8282
-48.0	521.91	.000764	0.04469	130.7004	337.6361	0.7300	1.6491	9.0577	-50.6839
-47.0	543.14	.000766	0.04298	132.0409	337.8699	0.7358	1.6460	8.6947	-49.5545
-46.0	565.05	.000769	0.04134	133.3881	338.0970	0.7417	1.6429	8.3403	-48.4357
-45.0	587.56	.000772	0.03978	134.7380	338.3200	0.7476	1.6399	7.9905	-47.3331
-44.0	610.77	.000774	0.03829	136.0933	338.5369	0.7534	1.6369	7.6483	-46.2424
-43.0	634.65	.000777	0.03687	137.4536	338.7480	0.7592	1.6339	7.3131	-45.1642
-42.0	659.26	.000780	0.03550	138.8199	338.9522	0.7651	1.6309	6.9860	-44.0969
-41.0	684.55	.000783	0.03420	140.1898	339.1512	0.7709	1.6279	6.6649	-43.0433
-40.0	710.57	.000786	0.03296	141.5647	339.3441	0.7767	1.6250	6.3509	-42.0017
-39.0	737.30	.000789	0.03176	142.9438	339.5310	0.7825	1.6221	6.0436	-40.9727
-38.0	764.76	.000792	0.03062	144.3266	339.7125	0.7883	1.6192	5.7426	-39.9568
-37.0	792.99	.000795	0.02953	145.7143	339.8872	0.7941	1.6164	5.4490	-38.9522
-36.0	821.98	.000798	0.02848	147.1063	340.0556	0.7999	1.6135	5.1623	-37.9594
-35.0	851.80	.000801	0.02748	148.5043	340.2163	0.8057	1.6107	4.8837	-36.9766
-34.0	882.37	.000804	0.02651	149.9054	340.3713	0.8115	1.6079	4.6112	-36.0067
-33.0	913.77	.000807	0.02559	151.3112	340.5192	0.8172	1.6051	4.3459	-35.0478
-32.0	945.91	.000811	0.02471	152.7187	340.6621	0.8230	1.6023	4.0860	-34.1028
-31.0	979.00	.000814	0.02385	154.1344	340.7950	0.8287	1.5996	3.8356	-33.1651
-30.0	1012.89	.000818	0.02304	155.5530	340.9216	0.8345	1.5968	3.5912	-32.2399
-29.0	1047.58	.000821	0.02225	156.9737	341.0426	0.8402	1.5941	3.3525	-31.3277
-28.0	1083.21	.000825	0.02150	158.4010	341.1542	0.8459	1.5914	3.1221	-30.4243
-27.0	1119.71	.000829	0.02077	159.8316	341.2587	0.8516	1.5886	2.8982	-29.5324
-26.0	1157.14	.000832	0.02008	161.2679	341.3543	0.8573	1.5859	2.6820	-28.6501
-25.0	1195.50	.000836	0.01940	162.7091	341.4413	0.8630	1.5832	2.4729	-27.7780
-24.0	1234.70	.000840	0.01876	164.1519	341.5221	0.8686	1.5805	2.2692	-26.9187
-23.0	1274.91	.000844	0.01814	165.6015	341.5926	0.8743	1.5779	2.0736	-26.0681

Table de saturation des propriétés thermodynamiques du R23

Temp (°C)	Pres (kPa)	Volume		Enthalpie		Entropie		Exergie	
		liq(m3/kg)	vap(m3/kg)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)	liq(kJ/kg.K)	vap(kJ/kg.K)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)
-22.0	1316.13	.000848	0.01754	167.0573	341.6527	0.8800	1.5752	1.8856	-25.2266
-21.0	1358.27	.000852	0.01696	168.5159	341.7054	0.8856	1.5725	1.7035	-24.3968
-20.0	1401.40	.000857	0.01641	169.9798	341.7482	0.8913	1.5698	1.5284	-23.5770
-19.0	1445.52	.000861	0.01587	171.4486	341.7814	0.8969	1.5671	1.3600	-22.7674
-18.0	1490.73	.000866	0.01535	172.9250	341.8026	0.9026	1.5644	1.1993	-21.9663
-17.0	1536.93	.000870	0.01485	174.4054	341.8146	0.9082	1.5618	1.0448	-21.1762
-16.0	1584.21	.000875	0.01437	175.8926	341.8148	0.9138	1.5591	0.8974	-20.3954
-15.0	1632.57	.000880	0.01391	177.3865	341.8033	0.9195	1.5564	0.7569	-19.6240
-14.0	1682.00	.000885	0.01346	178.8866	341.7802	0.9251	1.5537	0.6230	-18.8626
-13.0	1732.50	.000890	0.01302	180.3926	341.7457	0.9307	1.5510	0.4955	-18.1115
-12.0	1784.18	.000895	0.01260	181.9081	341.6966	0.9364	1.5482	0.3753	-17.3688
-11.0	1837.05	.000900	0.01220	183.4329	341.6329	0.9420	1.5455	0.2623	-16.6349
-10.0	1891.10	.000906	0.01181	184.9669	341.5544	0.9477	1.5427	0.1561	-15.9102
-9.0	1946.19	.000912	0.01143	186.5059	341.4648	0.9533	1.5400	0.0554	-15.1971
-8.0	2002.58	.000917	0.01106	188.0581	341.3567	0.9590	1.5371	-0.0378	-14.4917
-7.0	2060.28	.000923	0.01070	189.6238	341.2299	0.9647	1.5343	-0.1234	-13.7945
-6.0	2119.14	.000930	0.01036	191.1986	341.0880	0.9704	1.5315	-0.2031	-13.1077
-5.0	2179.31	.000936	0.01002	192.7873	340.9268	0.9761	1.5286	-0.2758	-12.4297
-4.0	2240.78	.000942	0.00970	194.3901	340.7458	0.9819	1.5256	-0.3417	-11.7608
-3.0	2303.55	.000949	0.00938	196.0075	340.5447	0.9876	1.5227	-0.4009	-11.1014
-2.0	2367.78	.000956	0.00907	197.6451	340.3184	0.9935	1.5196	-0.4524	-10.4498
-1.0	2433.31	.000964	0.00878	199.2983	340.0708	0.9993	1.5166	-0.4977	-9.8084
0.0	2500.12	.000971	0.00849	200.9679	339.8014	1.0052	1.5135	-0.5369	-9.1774
1.0	2568.40	.000979	0.00821	202.6601	339.5045	1.0111	1.5103	-0.5688	-8.5553
2.0	2638.33	.000987	0.00793	204.3817	339.1734	1.0172	1.5070	-0.5923	-7.9406
3.0	2709.55	.000995	0.00767	206.1229	338.8178	1.0232	1.5037	-0.6101	-7.3374
4.0	2782.42	.001004	0.00741	207.8968	338.4250	1.0294	1.5003	-0.6198	-6.7423
5.0	2856.76	.001013	0.00715	209.6993	337.9990	1.0356	1.4969	-0.6226	-6.1578
6.0	2932.58	.001023	0.00691	211.5324	337.5383	1.0419	1.4933	-0.6186	-5.5839
7.0	3010.28	.001033	0.00666	213.4120	337.0273	1.0483	1.4896	-0.6054	-5.0179
8.0	3089.45	.001043	0.00643	215.3276	336.4763	1.0549	1.4858	-0.5854	-4.4636
9.0	3170.32	.001054	0.00620	217.2895	335.8755	1.0615	1.4818	-0.5573	-3.9197
10.0	3252.89	.001066	0.00597	219.3018	335.2208	1.0683	1.4777	-0.5211	-3.3868
11.0	3337.16	.001078	0.00575	221.3693	334.5078	1.0753	1.4735	-0.4765	-2.8655
12.0	3423.38	.001091	0.00553	223.5057	333.7223	1.0825	1.4690	-0.4223	-2.3549
13.0	3511.33	.001105	0.00531	225.7098	332.8658	1.0899	1.4643	-0.3592	-1.8571
14.0	3601.25	.001119	0.00510	227.9986	331.9205	1.0975	1.4594	-0.2859	-1.3716
15.0	3693.16	.001135	0.00489	230.3828	330.8749	1.1054	1.4542	-0.2018	-0.8993
16.0	3787.10	.001152	0.00468	232.8752	329.7147	1.1137	1.4486	-0.1064	-0.4413
17.0	3882.79	.001171	0.00448	235.4813	328.4348	1.1223	1.4427	-0.0001	-0.0001
18.0	3980.79	.001191	0.00427	238.2431	326.9860	1.1314	1.4362	0.1204	0.4252
19.0	4080.86	.001214	0.00406	241.1779	325.3480	1.1411	1.4292	0.2553	0.8315
20.0	4183.31	.001240	0.00385	244.3371	323.4564	1.1514	1.4213	0.4074	1.2170
21.0	4287.86	.001269	0.00363	247.7642	321.2556	1.1626	1.4125	0.5779	1.5773
22.0	4394.53	.001304	0.00341	251.5456	318.6323	1.1750	1.4023	0.7705	1.9070
23.0	4503.65	.001347	0.00317	255.8514	315.3441	1.1891	1.3900	0.9924	2.1978
24.0	4615.57	.001404	0.00289	261.0344	310.8242	1.2060	1.3736	1.2571	2.4300



**Tableaux des propriétés thermodynamiques de la vapeur surchauffée du R23**  
**P = 40. kPa**

Temp (°C)	VOLUME (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-96.71	0.510730	320.5347	1.8481	-125.5278
-91.00	0.528947	323.9623	1.8672	-127.6474
-86.00	0.544763	326.9774	1.8835	-129.3704
-81.00	0.560471	330.0082	1.8995	-130.9767
-76.00	0.576084	333.0572	1.9152	-132.4728
-71.00	0.591614	336.1264	1.9305	-133.8642
-66.00	0.607072	339.2177	1.9456	-135.1558
-61.00	0.622467	342.3327	1.9605	-136.3521
-56.00	0.637805	345.4730	1.9751	-137.4567
-51.00	0.653094	348.6399	1.9896	-138.4733
-46.00	0.668339	351.8345	2.0038	-139.4049
-41.00	0.683545	355.0580	2.0178	-140.2542
-36.00	0.698717	358.3114	2.0317	-141.0237
-31.00	0.713859	361.5955	2.0454	-141.7158
-26.00	0.728973	364.9110	2.0589	-142.3325
-21.00	0.744063	368.2588	2.0723	-142.8757
-16.00	0.759131	371.6393	2.0856	-143.3470
-11.00	0.774180	375.0532	2.0988	-143.7481
-6.00	0.789212	378.5010	2.1118	-144.0804
-1.00	0.804228	381.9832	2.1247	-144.3452
4.00	0.819229	385.5000	2.1375	-144.5437
9.00	0.834219	389.0519	2.1502	-144.6771
14.00	0.849197	392.6392	2.1628	-144.7464
19.00	0.864165	396.2620	2.1753	-144.7527
24.00	0.879123	399.9206	2.1877	-144.6969
29.00	0.894073	403.6152	2.2001	-144.5798
34.00	0.909016	407.3459	2.2123	-144.4023
39.00	0.923952	411.1127	2.2245	-144.1651
44.00	0.938881	414.9158	2.2366	-143.8690

**P = 80. kPa**

Temp (°C)	VOLUME (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-86.02	0.266858	325.1260	1.7936	-105.1422
-81.00	0.275217	328.3298	1.8105	-106.8406
-76.00	0.283440	331.5215	1.8269	-108.4068
-71.00	0.291574	334.7183	1.8429	-109.8560
-66.00	0.299631	337.9238	1.8586	-111.1955
-61.00	0.307621	341.1415	1.8740	-112.4312
-56.00	0.315552	344.3742	1.8890	-113.5684
-51.00	0.323432	347.6244	1.9038	-114.6117
-46.00	0.331266	350.8943	1.9184	-115.5652
-41.00	0.339060	354.1860	1.9327	-116.4325
-36.00	0.346818	357.5010	1.9468	-117.2167
-31.00	0.354545	360.8411	1.9608	-117.9206
-26.00	0.362244	364.2075	1.9745	-118.5468
-21.00	0.369918	367.6015	1.9881	-119.0975
-16.00	0.377570	371.0242	2.0016	-119.5747
-11.00	0.385202	374.4766	2.0149	-119.9803
-6.00	0.392816	377.9595	2.0280	-120.3160
-1.00	0.400415	381.4737	2.0411	-120.5832
4.00	0.407999	385.0199	2.0540	-120.7833
9.00	0.415571	388.5987	2.0668	-120.9178
14.00	0.423131	392.2106	2.0795	-120.9876
19.00	0.430681	395.8561	2.0920	-120.9939
24.00	0.438222	399.5355	2.1045	-120.9378
29.00	0.445754	403.2493	2.1169	-120.8201
34.00	0.453278	406.9976	2.1292	-120.6418
39.00	0.460795	410.7807	2.1414	-120.4035
44.00	0.468307	414.5988	2.1536	-120.1062

**P = 120. kPa**

Temp (°C)	VOLUME (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-79.05	0.182288	327.8998	1.7622	-93.2487
-74.00	0.188088	331.2734	1.7794	-94.8537
-69.00	0.193739	334.6035	1.7959	-96.3155
-64.00	0.199313	337.9295	1.8120	-97.6596
-59.00	0.204820	341.2563	1.8277	-98.8937
-54.00	0.210268	344.5865	1.8431	-100.0244
-49.00	0.215664	347.9296	1.8581	-101.0571
-44.00	0.221016	351.2829	1.8729	-101.9867
-39.00	0.226328	354.6513	1.8875	-102.8475
-34.00	0.231605	358.0373	1.9018	-103.6131
-29.00	0.236852	361.4430	1.9159	-104.2967
-24.00	0.242071	364.8705	1.9298	-104.9012
-19.00	0.247266	368.3214	1.9435	-105.4293
-14.00	0.252439	371.7973	1.9570	-105.8831
-9.00	0.257593	375.2996	1.9704	-106.2647
-4.00	0.262729	378.8293	1.9837	-106.5758
1.00	0.267851	382.3877	1.9968	-106.8182
6.00	0.272958	385.9756	2.0097	-106.9934
11.00	0.278053	389.5939	2.0226	-107.1026
16.00	0.283137	393.2433	2.0353	-107.1472
21.00	0.288211	396.9245	2.0479	-107.1263
26.00	0.293276	400.6379	2.0605	-107.0469
31.00	0.298332	404.3842	2.0729	-106.9042
36.00	0.303381	408.1636	2.0852	-106.7009
41.00	0.308424	411.9766	2.0974	-106.4378

**P = 160. kPa**

Temp (°C)	VOLUME (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-73.75	0.138937	329.8746	1.7400	-84.8289
-68.00	0.144030	333.8613	1.7597	-86.5614
-63.00	0.148371	337.3073	1.7763	-87.9308
-58.00	0.152843	340.7415	1.7924	-89.1826
-53.00	0.156855	344.1701	1.8082	-90.3249
-48.00	0.161015	347.5963	1.8236	-91.3644
-43.00	0.165129	351.0305	1.8387	-92.3059
-38.00	0.169204	354.4707	1.8535	-93.1572
-33.00	0.173243	357.9221	1.8680	-93.9198
-28.00	0.177251	361.3878	1.8823	-94.5984
-23.00	0.181232	364.8702	1.8963	-95.1961
-18.00	0.185189	368.3717	1.9102	-95.7159
-13.00	0.189124	371.8943	1.9239	-96.1604
-8.00	0.193039	375.4396	1.9374	-96.5316
-3.00	0.196938	379.0094	1.9507	-96.8318
2.00	0.200821	382.6050	1.9639	-97.0626
7.00	0.204691	386.2276	1.9769	-97.2258
12.00	0.208548	389.8782	1.9899	-97.3227
17.00	0.212395	393.5580	2.0026	-97.3547
22.00	0.216231	397.2675	2.0153	-97.3231
27.00	0.220058	401.0078	2.0279	-97.2289
32.00	0.223877	404.7792	2.0403	-97.0732
37.00	0.227689	408.5825	2.0527	-96.8569
42.00	0.231494	412.4180	2.0650	-96.5808

**P = 200. kPa**

Temp (°C)	VOLUME (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-69.40	0.112459	331.4077	1.7228	-78.3195
-64.00	0.116389	335.2762	1.7416	-79.8884
-59.00	0.119948	339.2878	1.7584	-81.2059
-54.00	0.123442	343.3592	1.7747	-82.4042
-49.00	0.126880	347.4977	1.7905	-83.4918
-44.00	0.130269	351.6997	1.8060	-84.4760
-39.00	0.133616	355.9604	1.8212	-85.3627
-34.00	0.136925	360.2742	1.8360	-86.1572
-29.00	0.140202	364.6352	1.8506	-86.8641
-24.00	0.143450	369.0469	1.8649	-87.4870
-19.00	0.146672	373.5120	1.8790	-88.0295
-14.00	0.149872	378.0334	1.8929	-88.4944
-9.00	0.153051	382.6133	1.9066	-88.8845
-4.00	0.156213	387.2537	1.9201	-89.2018
1.00	0.159359	391.9564	1.9334	-89.4487
6.00	0.162491	396.7221	1.9466	-89.6267
11.00	0.165610	401.5516	1.9596	-89.7375
16.00	0.168717	406.4457	1.9725	-89.7828
21.00	0.171814	411.4059	1.9853	-89.7636
26.00	0.174902	416.4328	1.9980	-89.6814
31.00	0.177981	421.5269	2.0105	-89.5372
36.00	0.181053	426.6896	2.0229	-89.3320
41.00	0.184118	431.9237	2.0353	-89.0668

**P = 300. kPa**

Temp (°C)	VOLUME (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-60.93	0.076388	334.1432	1.6917	-66.5513
-55.00	0.079427	338.6840	1.7128	-68.1338
-50.00	0.081916	343.4572	1.7299	-69.3227
-45.00	0.084348	348.3699	1.7465	-70.3908
-40.00	0.086732	353.4209	1.7625	-71.3475
-35.00	0.089074	358.6187	1.7782	-72.2008
-30.00	0.091380	363.9626	1.7935	-72.9573
-25.00	0.093654	369.4526	1.8084	-73.6223
-20.00	0.095901	375.0895	1.8231	-74.2006
-15.00	0.098122	380.8737	1.8374	-74.6964
-10.00	0.100322	386.8053	1.8515	-75.1129
-5.00	0.102503	392.8942	1.8654	-75.4533
0.00	0.104667	399.1404	1.8791	-75.7202
5.00	0.106815	405.5439	1.8926	-75.9159
10.00	0.108951	412.1056	1.9059	-76.0425
15.00	0.111073	418.8263	1.9191	-76.1018
20.00	0.113186	425.7060	1.9321	-76.0953
25.00	0.115288	432.7447	1.9449	-76.0246
30.00	0.117381	439.9424	1.9577	-75.8910
35.00	0.119467	447.2991	1.9703	-75.6956
40.00	0.121545	454.8148	1.9828	-75.4398
45.00	0.123617	462.4895	1.9952	-75.1236

**P = 500. kPa**

Temp (°C)	VOLUME (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-49.06	0.046609	337.3852	1.6524	-51.9022
-44.00	0.048317	341.6864	1.6714	-53.1085
-39.00	0.049945	346.1409	1.6893	-54.1581
-34.00	0.051523	350.7491	1.7066	-55.0808
-29.00	0.053058	355.5132	1.7232	-55.8883
-24.00	0.054557	360.4332	1.7393	-56.5900
-19.00	0.056024	365.5093	1.7550	-57.1934
-14.00	0.057465	370.7415	1.7703	-57.7050
-9.00	0.058882	376.1307	1.7852	-58.1301
-4.00	0.060278	381.6770	1.7998	-58.4730
1.00	0.061656	387.3805	1.8141	-58.7377
6.00	0.063017	393.2412	1.8281	-58.9273
11.00	0.064364	399.2591	1.8419	-59.0447
16.00	0.065699	405.4344	1.8555	-59.0924
21.00	0.067022	411.7679	1.8689	-59.0724
26.00	0.068335	418.2596	1.8821	-58.9866
31.00	0.069639	424.9095	1.8951	-58.8366
36.00	0.070935	431.7176	1.9080	-58.6241
41.00	0.072223	438.6839	1.9208	-58.3501

**P = 700. kPa**

Temp (°C)	VOLUME (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-40.40	0.033452	339.2697	1.6262	-42.4204
-35.00	0.034854	344.2437	1.6473	-43.57

**Tableaux des propriétés thermodynamiques de la vapeur surchauffée du R23**

**P = 900. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-33.43	0.025988	340.4611	1.6063	-35.4650
-28.00	0.027162	345.8207	1.6285	-36.5206
-23.00	0.028186	350.5690	1.6476	-37.3360
-18.00	0.029167	355.1781	1.6659	-38.0206
-13.00	0.030112	359.6774	1.6833	-38.5884
-8.00	0.031027	364.0894	1.7001	-39.0506
-3.00	0.031915	368.4321	1.7164	-39.4160
2.00	0.032782	372.7202	1.7321	-39.6914
7.00	0.033630	376.9657	1.7474	-39.8827
12.00	0.034461	381.1785	1.7623	-39.9947
17.00	0.035277	385.3671	1.7769	-40.0312
22.00	0.036080	389.5387	1.7911	-39.9957
27.00	0.036872	393.6994	1.8051	-39.8909
32.00	0.037654	397.8544	1.8188	-39.7194
37.00	0.038427	402.0083	1.8323	-39.4833
42.00	0.039191	406.1651	1.8456	-39.1842
47.00	0.039949	410.3282	1.8587	-38.8238
52.00	0.040700	414.5006	1.8716	-38.4036
57.00	0.041445	418.6849	1.8844	-37.9248
62.00	0.042185	422.8835	1.8970	-37.3884
67.00	0.042920	427.0983	1.9095	-36.7955
72.00	0.043651	431.3310	1.9219	-36.1470
77.00	0.044377	435.5832	1.9341	-35.4438
82.00	0.045100	439.8561	1.9462	-34.6866

**P = 1200. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-24.88	0.019328	341.4555	1.5829	-27.6785
-19.00	0.020371	347.7998	1.6082	-28.6632
-14.00	0.021200	352.9267	1.6282	-29.3329
-9.00	0.021988	357.8668	1.6471	-29.8715
-4.00	0.022742	362.6603	1.6650	-30.2943
1.00	0.023468	367.3376	1.6823	-30.6131
6.00	0.024170	371.9220	1.6988	-30.8371
11.00	0.024852	376.4324	1.7148	-30.9735
16.00	0.025517	380.8838	1.7304	-31.0280
21.00	0.026167	385.2888	1.7455	-31.0055
26.00	0.026804	389.6577	1.7602	-30.9099
31.00	0.027429	393.9992	1.7746	-30.7445
36.00	0.028045	398.3208	1.7887	-30.5121
41.00	0.028651	402.6289	1.8025	-30.2150
46.00	0.029249	406.9287	1.8161	-29.8552
51.00	0.029840	411.2251	1.8294	-29.4346
56.00	0.030424	415.5222	1.8426	-28.9545
61.00	0.031003	419.8235	1.8556	-28.4163
66.00	0.031576	424.1320	1.8684	-27.8213
71.00	0.032145	428.4505	1.8810	-27.1703
76.00	0.032709	432.7813	1.8935	-26.4645
81.00	0.033270	437.1264	1.9059	-25.7046

**P = 1600. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-15.67	0.014217	341.8136	1.5582	-20.1406
-10.00	0.015065	348.6459	1.5844	-20.9251
-5.00	0.015753	354.2869	1.6057	-21.4461
0.00	0.016400	359.6628	1.6255	-21.8339
5.00	0.017013	364.8345	1.6443	-22.1064
10.00	0.017598	369.8459	1.6622	-22.2764
15.00	0.018162	374.7298	1.6793	-22.3536
20.00	0.018706	379.5117	1.6957	-22.3457
25.00	0.019234	384.2117	1.7116	-22.2584
30.00	0.019748	388.8460	1.7270	-22.0968
35.00	0.020250	393.4280	1.7420	-21.8646
40.00	0.020742	397.9687	1.7566	-21.5651
45.00	0.021224	402.4774	1.7709	-21.2010
50.00	0.021698	406.9621	1.7849	-20.7744
55.00	0.022165	411.4293	1.7986	-20.2876
60.00	0.022625	415.8849	1.8121	-19.7419
65.00	0.023079	420.3338	1.8254	-19.1389
70.00	0.023528	424.7803	1.8384	-18.4798
75.00	0.023972	429.2281	1.8513	-17.7657
80.00	0.024412	433.6805	1.8640	-16.9976
85.00	0.024849	438.1401	1.8765	-16.1763

**P = 2000. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-8.04	0.011075	341.3694	1.5373	-14.5242
-3.00	0.011756	348.1504	1.5626	-15.0960
2.00	0.012368	354.3556	1.5854	-15.4952
7.00	0.012935	360.1902	1.6064	-15.7585
12.00	0.013466	365.7477	1.6261	-15.9065
17.00	0.013970	371.0917	1.6447	-15.9534
22.00	0.014451	376.2678	1.6624	-15.9095
27.00	0.014914	381.3103	1.6793	-15.7827
32.00	0.015360	386.2456	1.6956	-15.5791
37.00	0.015793	391.0944	1.7114	-15.3035
42.00	0.016215	395.8737	1.7267	-14.9597
47.00	0.016626	400.5970	1.7415	-14.5510
52.00	0.017028	405.2759	1.7560	-14.0798
57.00	0.017423	409.9200	1.7702	-13.5484
62.00	0.017811	414.5372	1.7841	-12.9586
67.00	0.018192	419.1346	1.7977	-12.3119
72.00	0.018568	423.7179	1.8111	-11.6098
77.00	0.018939	428.2924	1.8242	-10.8532
82.00	0.019306	432.8622	1.8372	-10.0434
87.00	0.019669	437.4313	1.8500	-9.1811
92.00	0.020027	442.0030	1.8626	-8.2672

**P = 2600. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
1.46	0.008082	339.3672	1.5089	-8.2753
6.00	0.008653	346.6284	1.5351	-8.6248
11.00	0.009204	353.7706	1.5605	-8.8416
16.00	0.009701	360.3238	1.5833	-8.9225
21.00	0.010159	366.4624	1.6044	-8.8916
26.00	0.010588	372.2937	1.6240	-8.7643
31.00	0.010993	377.8894	1.6426	-8.5514
36.00	0.011379	383.3005	1.6602	-8.2606
41.00	0.011750	388.5645	1.6771	-7.8977
46.00	0.012107	393.7104	1.6934	-7.4673
51.00	0.012453	398.7607	1.7091	-6.9729
56.00	0.012790	403.7336	1.7243	-6.4174
61.00	0.013118	408.6440	1.7391	-5.8031
66.00	0.013438	413.5040	1.7535	-5.1319
71.00	0.013752	418.3238	1.7677	-4.4055
76.00	0.014060	423.1120	1.7815	-3.6251
81.00	0.014363	427.8760	1.7950	-2.7921
86.00	0.014662	432.6219	1.8083	-1.9072
91.00	0.014956	437.3552	1.8214	-0.9715
96.00	0.015246	442.0804	1.8343	0.0143
101.00	0.015534	446.8015	1.8470	1.0495

**P = 3200. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
9.36	0.006113	335.6411	1.4803	-3.7255
14.00	0.006701	344.6833	1.5121	-3.8972
19.00	0.007224	352.8984	1.5405	-3.9132
24.00	0.007681	360.2091	1.5653	-3.8027
29.00	0.008094	366.9303	1.5877	-3.5905
34.00	0.008475	373.2343	1.6094	-3.2910
39.00	0.008832	379.2278	1.6278	-2.9140
44.00	0.009170	384.9827	1.6441	-2.4663
49.00	0.009491	390.5498	1.6585	-1.9528
54.00	0.009800	395.9672	1.6802	-1.3774
59.00	0.010098	401.2638	1.6962	-0.7429
64.00	0.010386	406.4623	1.7118	-0.0518
69.00	0.010667	411.5812	1.7268	0.6941
74.00	0.010940	416.6353	1.7415	1.4931
79.00	0.011207	421.6369	1.7558	2.3441
84.00	0.011468	426.5962	1.7698	3.2460
89.00	0.011725	431.5219	1.7835	4.1977
94.00	0.011977	436.4213	1.7969	5.1986
99.00	0.012225	441.3007	1.8101	6.2480
104.00	0.012470	446.1653	1.8231	7.3451

**P = 3800. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
16.14	0.004656	329.5609	1.4479	-0.3803
21.00	0.005334	341.8195	1.4899	-0.3212
26.00	0.005852	351.3789	1.5221	-0.1145
31.00	0.006287	359.5436	1.5492	0.1952
36.00	0.006671	366.8939	1.5732	0.5892
41.00	0.007020	373.6717	1.5949	1.0567
46.00	0.007344	380.0620	1.6151	1.5810
51.00	0.007647	386.1534	1.6341	2.1872
56.00	0.007936	392.0131	1.6520	2.8416
61.00	0.008211	397.6898	1.6691	3.5516
66.00	0.008475	403.2196	1.6855	4.3153
71.00	0.008730	408.6305	1.7014	5.1307
76.00	0.008977	413.9445	1.7167	5.9966
81.00	0.009217	419.1793	1.7316	6.9120
86.00	0.009452	424.3494	1.7461	7.8759
91.00	0.009681	429.4669	1.7602	8.8875
96.00	0.009905	434.5417	1.7741	9.9462
101.00	0.010125	439.5822	1.7876	11.0515
106.00	0.010342	444.5957	1.8010	12.2028
111.00	0.010555	449.5882	1.8140	13.3997
116.00	0.010765	454.5649	1.8269	14.6417
121.00	0.010972	459.5304	1.8396	15.9285
126.00	0.011177	464.4895	1.8521	17.2597
131.00	0.011379	469.4425	1.8644	18.6349

**P = 4400. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
22.05	0.003396	318.4795	1.4017	1.9227
27.00	0.004289	337.4173	1.4654	2.3785
32.00	0.004825	348.8401	1.5032	2.8458
37.00	0.005250	358.0386	1.5331	3.3669
42.00	0.005616	366.0788	1.5588	3.9443
47.00	0.005944	373.3909	1.5818	4.5764
52.00	0.006244	380.1989	1.6029	5.2616
57.00	0.006524	386.6372	1.6226	5.9980
62.00	0.006788	392.7937	1.6411	6.7842
67.00	0.007038	398.7298	1.6587	7.6190
72.00	0.007278	404.4904	1.6755	8.5013
77.00	0.007509	410.1094	1.6917	9.4305
82.00	0.007732	415.6131	1.7073	10.4057
87.00	0.007948	421.0225	1.7224	11.4265
92.00	0.008159	426.3546	1.7371	12.4924
97.00	0.008364	431.6231	1.7514	13.6028
102.00	0.008565	436.8396	1.7654	14.7576
107.00	0.008761	442.0136	1.7791	15.9563
112.00	0.008955	447.1534	1.7926	17.1987
117.00	0.009144	452.2659	1.8057</	

# **Propriétés thermodynamiques du fluide frigorigène R410A**

Table de saturation des propriétés thermodynamiques du R410A

Temp (°C)	Pres		Volume		Enthalpie		Entropie		Exergie	
	liq(kPa)	vap(kPa)	liq(m³/kg)	vap(m³/kg)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)	liq(kJ/kg.K)	vap(kJ/kg.K)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)
-100.0	3.77	3.71	.000663	5.32663	63.5765	374.7341	0.3804	2.1774	12.5628	-197.6910
-99.0	4.12	4.06	.000664	4.88813	64.9577	375.3033	0.3867	2.1688	12.1037	-194.6152
-98.0	4.51	4.44	.000665	4.49127	66.3380	375.8722	0.3930	2.1603	11.6534	-191.5805
-97.0	4.92	4.86	.000666	4.13163	67.7174	376.4405	0.3993	2.1519	11.2120	-188.5860
-96.0	5.37	5.30	.000668	3.80529	69.0959	377.0081	0.4055	2.1437	10.7795	-185.6308
-95.0	5.85	5.78	.000669	3.50879	70.4733	377.5751	0.4117	2.1356	10.3555	-182.7144
-94.0	6.36	6.29	.000670	3.23908	71.8498	378.1414	0.4179	2.1276	9.9402	-179.8358
-93.0	6.92	6.84	.000671	2.99342	73.2253	378.7067	0.4241	2.1198	9.5332	-176.9944
-92.0	7.51	7.44	.000673	2.76941	74.5997	379.2711	0.4302	2.1120	9.1348	-174.1894
-91.0	8.14	8.07	.000674	2.56489	75.9733	379.8344	0.4362	2.1044	8.7446	-171.4201
-90.0	8.82	8.75	.000675	2.37796	77.3458	380.3965	0.4423	2.0969	8.3626	-168.6859
-89.0	9.55	9.47	.000677	2.20691	78.7173	380.9574	0.4483	2.0896	7.9887	-166.9860
-88.0	10.33	10.24	.000678	2.05022	80.0878	381.5169	0.4543	2.0823	7.6229	-165.3199
-87.0	11.15	11.07	.000679	1.90652	81.4572	382.0750	0.4602	2.0752	7.2651	-163.6869
-86.0	12.03	11.95	.000681	1.77460	82.8255	382.6316	0.4662	2.0681	6.9151	-162.0864
-85.0	12.97	12.89	.000682	1.65336	84.1928	383.1866	0.4721	2.0612	6.5729	-160.5178
-84.0	13.97	13.88	.000683	1.54183	85.5590	383.7398	0.4779	2.0543	6.2383	-158.9806
-83.0	15.03	14.94	.000685	1.43912	86.9240	384.2912	0.4837	2.0476	5.9115	-157.4741
-82.0	16.16	16.07	.000686	1.34445	88.2880	384.8407	0.4896	2.0410	5.5921	-156.0000
-81.0	17.35	17.26	.000687	1.25710	89.6507	385.3882	0.4953	2.0344	5.2802	-154.5513
-80.0	18.62	18.53	.000689	1.17642	91.0123	385.9336	0.5011	2.0280	4.9756	-153.1340
-79.0	19.97	19.87	.000690	1.10183	92.3727	386.4768	0.5068	2.0216	4.6784	-151.7453
-78.0	21.39	21.29	.000692	1.03282	93.7319	387.0178	0.5125	2.0153	4.3883	-150.3847
-77.0	22.89	22.80	.000693	0.96891	95.0898	387.5563	0.5181	2.0092	4.1054	-149.0519
-76.0	24.48	24.38	.000695	0.90967	96.4464	388.0924	0.5237	2.0031	3.8295	-147.7464
-75.0	26.16	26.06	.000696	0.85471	97.8018	388.6260	0.5293	1.9970	3.5605	-146.4677
-74.0	27.93	27.83	.000697	0.80367	99.1559	389.1569	0.5349	1.9911	3.2984	-145.2153
-73.0	29.80	29.70	.000699	0.75624	100.5086	389.6851	0.5405	1.9853	3.0431	-143.9888
-72.0	31.77	31.67	.000700	0.71212	101.8599	390.2105	0.5460	1.9795	2.7945	-142.7879
-71.0	33.85	33.74	.000702	0.67106	103.2099	390.7330	0.5515	1.9738	2.5525	-141.6121
-70.0	36.03	35.92	.000703	0.63281	104.5584	391.2525	0.5569	1.9682	2.3172	-140.4610
-69.0	38.33	38.22	.000705	0.59714	105.9055	391.7690	0.5623	1.9626	2.0882	-139.3343
-68.0	40.74	40.63	.000706	0.56386	107.2513	392.2822	0.5677	1.9571	1.8657	-138.2314
-67.0	43.28	43.16	.000708	0.53279	108.5954	392.7923	0.5731	1.9517	1.6496	-137.1522
-66.0	45.94	45.82	.000709	0.50375	109.9381	393.2990	0.5785	1.9464	1.4396	-136.1063
-65.0	48.73	48.61	.000711	0.47660	111.2793	393.8024	0.5838	1.9411	1.2358	-135.0932
-64.0	51.66	51.53	.000713	0.45119	112.6190	394.3022	0.5891	1.9359	1.0381	-134.1057
-63.0	54.73	54.59	.000714	0.42739	113.9571	394.7986	0.5944	1.9308	0.8464	-133.1445
-62.0	57.94	57.80	.000716	0.40510	115.2937	395.2913	0.5996	1.9257	0.6607	-132.2101
-61.0	61.30	61.16	.000717	0.38419	116.6287	395.7803	0.6048	1.9207	0.4808	-131.3033
-60.0	64.82	64.67	.000719	0.36456	117.9620	396.2655	0.6100	1.9157	0.3067	-130.4259
-59.0	68.50	68.34	.000721	0.34614	119.2938	396.7469	0.6152	1.9108	0.1383	-129.5774
-58.0	72.34	72.18	.000722	0.32883	120.6241	397.2244	0.6204	1.9060	-0.0244	-128.7586
-57.0	76.35	76.18	.000724	0.31255	121.9527	397.6978	0.6255	1.9012	-0.1816	-127.9693
-56.0	80.54	80.36	.000726	0.29724	123.2796	398.1672	0.6306	1.8965	-0.3333	-127.2093
-55.0	84.91	84.73	.000727	0.28282	124.6050	398.6325	0.6356	1.8918	-0.4796	-126.4781
-54.0	89.47	89.27	.000729	0.26924	125.9287	399.0936	0.6407	1.8872	-0.6205	-125.7752
-53.0	94.22	94.01	.000731	0.25644	127.2509	399.5505	0.6457	1.8826	-0.7561	-125.0999
-52.0	99.17	98.95	.000732	0.24437	128.5714	400.0030	0.6507	1.8781	-0.8866	-124.4514
-51.0	104.32	104.09	.000734	0.23298	129.8904	400.4511	0.6557	1.8736	-1.0119	-123.8303
-50.0	109.68	109.44	.000736	0.22223	131.2077	400.8948	0.6606	1.8692	-1.1321	-123.2377
-49.0	115.26	115.00	.000738	0.21207	132.5235	401.3339	0.6656	1.8648	-1.2473	-122.6724
-48.0	121.06	120.79	.000739	0.20247	133.8377	401.7685	0.6705	1.8605	-1.3577	-122.1343
-47.0	127.08	126.80	.000741	0.19339	135.1504	402.1985	0.6754	1.8562	-1.4631	-121.6227
-46.0	133.34	133.05	.000743	0.18480	136.4615	402.6237	0.6802	1.8520	-1.5637	-121.1368
-45.0	139.85	139.53	.000745	0.17667	137.7711	403.0443	0.6851	1.8478	-1.6596	-120.6758
-44.0	146.60	146.26	.000747	0.16896	139.0793	403.4600	0.6899	1.8437	-1.7508	-120.2393
-43.0	153.60	153.25	.000749	0.16166	140.3860	403.8708	0.6947	1.8396	-1.8375	-120.8278
-42.0	160.86	160.49	.000750	0.15474	141.6913	404.2767	0.6995	1.8355	-1.9196	-121.4413
-41.0	168.39	168.00	.000752	0.14817	142.9953	404.6777	0.7043	1.8315	-1.9971	-122.0800
-40.0	176.19	175.78	.000754	0.14194	144.2979	405.0736	0.7090	1.8275	-2.0703	-122.7441
-39.0	184.27	183.84	.000756	0.13602	145.5993	405.4644	0.7137	1.8235	-2.1391	-123.4340
-38.0	192.64	192.18	.000758	0.13040	146.8993	405.8501	0.7184	1.8196	-2.2036	-124.1493
-37.0	201.30	200.82	.000760	0.12506	148.1982	406.2306	0.7231	1.8158	-2.2638	-124.8906
-36.0	210.27	209.76	.000762	0.11998	149.4959	406.6059	0.7278	1.8119	-2.3198	-125.6580
-35.0	219.54	219.00	.000764	0.11514	150.7926	406.9758	0.7324	1.8081	-2.3717	-126.4523
-34.0	229.13	228.56	.000766	0.11054	152.0883	407.3405	0.7370	1.8044	-2.4194	-127.2733
-33.0	239.03	238.44	.000768	0.10616	153.3829	407.6997	0.7417	1.8007	-2.4632	-128.1206
-32.0	249.27	248.65	.000770	0.10199	154.6767	408.0534	0.7463	1.7970	-2.5029	-128.9943
-31.0	259.85	259.19	.000772	0.09801	155.9697	408.4017	0.7508	1.7933	-2.5387	-129.8948
-30.0	270.77	270.08	.000775	0.09422	157.2619	408.7444	0.7554	1.7897	-2.5706	-130.8211
-29.0	282.04	281.32	.000777	0.09061	158.5534	409.0815	0.7599	1.7861	-2.5985	-131.7740
-28.0	293.68	292.91	.000779	0.08716	159.8444	409.4130	0.7645	1.7825	-2.6227	-132.7543
-27.0	305.68	304.88	.000781	0.08387	161.1348	409.7387	0.7690	1.7790	-2.6431	-133.7618
-26.0	318.06	317.22	.000783	0.08072	162.4248	410.0587	0.7735	1.7755	-2.6598	-134.7960
-25.0	330.82	329.94	.000785	0.07772	163.7145	410.3728	0.7780	1.7720	-2.6728	-135.8573
-24.0	343.97	343.04	.000788	0.07485	165.0039	410.6811	0.7825	1.7685	-2.6820	-136.9456
-23.0	357.52	356.55	.000790	0.07211	166.2933	410.9835	0.7869	1.7651	-2.6877	-138.0609
-22.0	371.47	370.47	.000792	0.06949	167.5826	411.2798	0.7914	1.7617	-2.6898	-139.2042

Table de saturation des propriétés thermodynamiques du R410A

Temp (°C)	Pres		Volume		Enthalpie		Entropie		Exergie	
	liq(kPa)	vap(kPa)	liq(m³/kg)	vap(m³/kg)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)	liq(kJ/kg.K)	vap(kJ/kg.K)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)
-21.0	385.85	384.79	.000794	0.06698	168.8719	411.5702	0.7958	1.7583	-2.6883	-39.2639
-20.0	400.64	399.54	.000797	0.06457	170.1615	411.8544	0.8002	1.7550	-2.6832	-38.0087
-19.0	415.87	414.72	.000799	0.06227	171.4513	412.1325	0.8047	1.7517	-2.6746	-36.7668
-18.0	431.54	430.34	.000802	0.06007	172.7416	412.4044	0.8091	1.7484	-2.6625	-35.5381
-17.0	447.66	446.41	.000804	0.05796	174.0325	412.6700	0.8135	1.7451	-2.6470	-34.3225
-16.0	464.24	462.93	.000806	0.05594	175.3239	412.9293	0.8178	1.7418	-2.6280	-33.1198
-15.0	481.28	479.91	.000809	0.05400	176.6162	413.1822	0.8222	1.7386	-2.6055	-31.9300
-14.0	498.80	497.37	.000811	0.05214	177.9094	413.4286	0.8266	1.7354	-2.5797	-30.7529
-13.0	516.80	515.31	.000814	0.05036	179.2037	413.6685	0.8310	1.7322	-2.5504	-29.5885
-12.0	535.29	533.75	.000817	0.04864	180.4992	413.9019	0.8353	1.7291	-2.5177	-28.4365
-11.0	554.28	552.68	.000819	0.04700	181.7960	414.1285	0.8397	1.7259	-2.4817	-27.2969
-10.0	573.78	572.12	.000822	0.04542	183.0943	414.3484	0.8440	1.7228	-2.4422	-26.1696
-9.0	593.81	592.07	.000824	0.04391	184.3943	414.5616	0.8483	1.7197	-2.3994	-25.0545
-8.0	614.36	612.55	.000827	0.04245	185.6960	414.7678	0.8526	1.7166	-2.3531	-23.9515
-7.0	635.45	633.57	.000830	0.04105	186.9998	414.9671	0.8570	1.7135	-2.3035	-22.8604
-6.0	657.08	655.14	.000833	0.03970	188.3057	415.1593	0.8613	1.7105	-2.2506	-21.7813
-5.0	679.27	677.25	.000835	0.03841	189.6138	415.3444	0.8656	1.7074	-2.1942	-20.7139
-4.0	702.03	699.93	.000838	0.03716	190.9244	415.5223	0.8699	1.7044	-2.1344	-19.6583
-3.0	725.36	723.18	.000841	0.03596	192.2377	415.6929	0.8742	1.7014	-2.0712	-18.6143
-2.0	749.27	747.02	.000844	0.03481	193.5537	415.8562	0.8785	1.6984	-2.0046	-17.5817
-1.0	773.78	771.45	.000847	0.03370	194.8728	416.0119	0.8828	1.6954	-1.9345	-16.5606
0.0	798.90	796.47	.000850	0.03263	196.1951	416.1601	0.8871	1.6924	-1.8609	-15.5509
1.0	824.62	822.11	.000853	0.03160	197.5207	416.3005	0.8914	1.6895	-1.7839	-14.5524
2.0	850.97	848.37	.000856	0.03060	198.8500	416.4332	0.8957	1.6865	-1.7034	-13.5651
3.0	877.96	875.26	.000859	0.02964	200.1829	416.5580	0.9000	1.6836	-1.6193	-12.5889
4.0	905.58	902.80	.000862	0.02872	201.5199	416.6748	0.9044	1.6807	-1.5316	-11.6237
5.0	933.86	930.98	.000865	0.02783	202.8611	416.7835	0.9087	1.6778	-1.4403	-10.6694
6.0	962.81	959.82	.000869	0.02697	204.2066	416.8839	0.9130	1.6748	-1.3454	-9.7260
7.0	992.42	989.34	.000872	0.02614	205.5568	416.9760	0.9173	1.6720	-1.2467	-8.7934
8.0	1022.73	1019.53	.000875	0.02534	206.9118	417.0595	0.9216	1.6691	-1.1444	-7.8715
9.0	1053.72	1050.42	.000879	0.02457	208.2719	417.1345	0.9259	1.6662	-1.0383	-6.9603
10.0	1085.42	1082.01	.000882	0.02382	209.6373	417.2006	0.9303	1.6633	-0.9282	-6.0596
11.0	1117.84	1114.31	.000886	0.02310	211.0082	417.2579	0.9346	1.6604	-0.8143	-5.1694
12.0	1150.98	1147.33	.000889	0.02240	212.3849	417.3061	0.9389	1.6576	-0.6965	-4.2897
13.0	1184.86	1181.09	.000893	0.02173	213.7677	417.3450	0.9433	1.6547	-0.5746	-3.4204
14.0	1219.48	1215.59	.000896	0.02108	215.1567	417.3746	0.9476	1.6518	-0.4487	-2.5614
15.0	1254.86	1250.85	.000900	0.02045	216.5523	417.3947	0.9520	1.6490	-0.3185	-1.7125
16.0	1291.02	1286.87	.000904	0.01984	217.9547	417.4051	0.9564	1.6461	-0.1842	-0.8739
17.0	1327.95	1323.67	.000908	0.01925	219.3642	417.4055	0.9607	1.6433	-0.0454	-0.0454
18.0	1365.67	1361.26	.000912	0.01868	220.7811	417.3960	0.9651	1.6404	0.0977	0.7730
19.0	1404.20	1399.65	.000916	0.01813	222.2056	417.3762	0.9695	1.6376	0.2454	1.5815
20.0	1443.54	1438.84	.000920	0.01760	223.6381	417.3459	0.9739	1.6347	0.3976	2.3800
21.0	1483.70	1478.86	.000924	0.01708	225.0788	417.3050	0.9784	1.6319	0.5546	3.1686
22.0	1524.70	1519.71	.000928	0.01658	226.5282	417.2532	0.9828	1.6290	0.7164	3.9474
23.0	1566.55	1561.41	.000932	0.01609	227.9866	417.1904	0.9872	1.6261	0.8831	4.7164
24.0	1609.26	1603.96	.000937	0.01562	229.4541	417.1163	0.9917	1.6233	1.0549	5.4757
25.0	1652.83	1647.38	.000941	0.01517	230.9313	417.0307	0.9962	1.6204	1.2320	6.2254
26.0	1697.29	1691.68	.000946	0.01473	232.4184	416.9333	1.0007	1.6175	1.4143	6.9655
27.0	1742.65	1736.88	.000950	0.01430	233.9159	416.8240	1.0052	1.6146	1.6022	7.6961
28.0	1788.91	1782.97	.000955	0.01388	235.4242	416.7025	1.0097	1.6117	1.7957	8.4172
29.0	1836.08	1829.98	.000960	0.01348	236.9436	416.5684	1.0143	1.6088	1.9950	9.1289
30.0	1884.19	1877.92	.000965	0.01309	238.4747	416.4217	1.0189	1.6059	2.2004	9.8313
31.0	1933.24	1926.80	.000970	0.01271	240.0178	416.2619	1.0234	1.6029	2.4119	10.5245
32.0	1983.24	1976.63	.000975	0.01234	241.5734	416.0889	1.0281	1.6000	2.6298	11.2084
33.0	2034.21	2027.43	.000981	0.01198	243.1421	415.9024	1.0327	1.5970	2.8544	11.8832
34.0	2086.17	2079.21	.000986	0.01164	244.7244	415.7019	1.0373	1.5940	3.0858	12.5490
35.0	2139.11	2131.97	.000992	0.01130	246.3208	415.4875	1.0420	1.5910	3.3243	13.2059
36.0	2193.05	2185.74	.000997	0.01097	247.9320	415.2586	1.0467	1.5880	3.5702	13.8539
37.0	2248.01	2240.53	.010003	0.01065	249.5587	415.0150	1.0515	1.5849	3.8238	14.4932
38.0	2304.00	2296.35	.010009	0.01034	251.2015	414.7564	1.0562	1.5819	4.0853	15.1238
39.0	2361.03	2353.21	.010015	0.01004	252.8612	414.4825	1.0610	1.5788	4.3551	15.7460
40.0	2419.12	2411.13	.010022	0.00975	254.5386	414.1931	1.0658	1.5757	4.6335	16.3597
41.0	2478.28	2470.12	.010028	0.00946	256.2347	413.8877	1.0707	1.5725	4.9210	16.9652
42.0	2538.51	2530.19	.010035	0.00919	257.9504	413.5661	1.0756	1.5694	5.2180	17.5626
43.0	2599.84	2591.36	.010042	0.00892	259.6869	413.2279	1.0805	1.5662	5.5250	18.1521
44.0	2662.28	2653.64	.010049	0.00865	261.4453	412.8730	1.0855	1.5629	5.8423	18.7338
45.0	2725.83	2717.06	.010056	0.00840	263.2270	412.5007	1.0905	1.5597	6.1706	19.3080
46.0	2790.52	2781.61	.010064	0.00815	265.0335	412.1111	1.0955	1.5564	6.5105	19.8749
47.0	2856.36	2847.31	.010072	0.00791	266.8665	411.7036	1.1006	1.5530	6.8627	20.4348
48.0	2923.36	2914.19	.010080	0.00767	268.7279	411.2779	1.1058	1.5497	7.2278	20.9878
49.0	2991.53	2982.25	.010088	0.00744	270.6200	410.8337	1.1110	1.5463	7.6067	21.5345
50.0	3060.89	3051.51	.010097	0.00721	272.5452	410.3705	1.1163	1.5428	8.0002	22.0749
51.0	3131.45	3121.99	.010106	0.00699	274.5063	409.8881	1.1216	1.5393	8.4094	22.6096
52.0	3203.23	3193.70	.010116	0.00678	276.5069	409.3859	1.1271	1.5357	8.8354	23.1388
53.0	3276.24	3266.66	.010126	0.00657	278.5506	408.8633	1.1326	1.5321	9.2794	23.6632
54.0	3350.48	3340.87	.010136	0.00636	280.6421	408.3199	1.1382	1.5285	9.7429	24.1830
55.0	3425.99	3416.37	.010147	0.00616	282.7868	407.7548	1.1439	1.5247	10.2275	24.6989
56.0	3502.77	3493.16	.010159	0.00597	284.9914	407.1670	1.1498	1.5209	10.7352	25.2114
57.0	3580.84	3571.27	.010171	0.00577	287.2633	406.5555	1.1558	1.5171	11.2681	25.7212
58.0	3660.20	3650.70	.010184	0.00558	289.6122	405.9188	1.1619	1.5131	11.8288	26.2288
59.0	3740.88	3731.48	.010198	0.00540	292.0499	405.2550	1.1683	1.5091	12.4204	26.7351
60.0	3822.89	3813.62	.010213	0.00521	294.5912	404.5615	1.1749	1.5050	13.0468	27.2408
61.0	3906.25	3897.14	.010228	0.00503	297.2547	403.8351	1.1818	1.5007	13.7126	27.7469
62.0	3990.96	3982.06	.010246	0.00485	300.0648	403.0713	1.1890	1.4963	14.4237	28.2542
63.0	4077.05	4068.39	.010264	0.00467	303.0540	402.2646	1.1967	1.4918	15.1880	28.7644
64.0	4164.52	4156.16	.010285	0.00449	306.2667	401.4073	1.2049	1.4871	16.0157	29.2787
65.0	4253.40	4245.39	.010307	0.00431	309.7664	400.4899	1.2138	1.4821	16.9214	29.7995
66.0	4343.69	4336.08	.010333	0.00412	313.6466	399.5019	1.2237	1.4769	17.9265	30.3307

**Tables des propriétés thermodynamiques de la vapeur surchauffée du R410A**  
**P = 50. kPa** **P = 100. kPa**

Temp (°C)	Volumé (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-64.52	0.464124	394.0441	1.9386	-109.0899
-54.00	0.490323	401.6891	1.9607	-107.8713
-44.00	0.514847	409.0461	1.9813	-106.4685
-34.00	0.539078	416.5029	2.0014	-104.8432
-24.00	0.563076	424.0697	2.0211	-103.0063
-14.00	0.586890	431.7543	2.0406	-100.9663
-4.00	0.610555	439.5624	2.0598	-98.7294
6.00	0.634101	447.4986	2.0787	-96.3004
16.00	0.657551	455.5659	2.0975	-93.6836
26.00	0.680921	463.7668	2.1161	-90.8822
36.00	0.704226	472.1030	2.1346	-87.8988
46.00	0.727477	480.5754	2.1529	-84.7361
56.00	0.750685	489.1847	2.1710	-81.3961
66.00	0.773856	497.9310	2.1891	-77.8809
76.00	0.796996	506.8142	2.2070	-74.1924
86.00	0.820110	515.8340	2.2248	-70.3323

Temp (°C)	Volumé (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-51.79	0.241955	400.0964	1.8771	-85.2110
-41.00	0.256051	408.5478	1.9009	-83.6590
-31.00	0.268800	416.4049	1.9222	-81.9664
-21.00	0.281317	424.3136	1.9428	-80.0491
-11.00	0.293650	432.2930	1.9630	-77.9210
-1.00	0.305838	440.3574	1.9828	-75.5922
9.00	0.317910	448.5180	2.0022	-73.0702
19.00	0.329886	456.7834	2.0213	-70.3606
29.00	0.341787	465.1602	2.0402	-67.4679
39.00	0.353624	473.6534	2.0589	-64.3955
49.00	0.365410	482.2671	2.0774	-61.1463
59.00	0.377153	491.0041	2.0957	-57.7226
69.00	0.388861	499.8665	2.1139	-54.1266
79.00	0.400540	508.8560	2.1319	-50.3601
89.00	0.412193	517.9736	2.1497	-46.4248

**P = 200. kPa**

Temp (°C)	Volumé (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-37.09	0.125543	406.1953	1.8161	-61.4071
-27.00	0.132629	414.9203	1.8399	-59.5843
-17.00	0.139404	423.4836	1.8624	-57.5308
-7.00	0.145991	432.0156	1.8839	-55.2553
3.00	0.152432	440.5519	1.9048	-52.7744
13.00	0.158757	449.1194	1.9251	-50.1000
23.00	0.164989	457.7386	1.9449	-47.2403
33.00	0.171146	466.4255	1.9644	-44.2014
43.00	0.177243	475.1924	1.9836	-40.9877
53.00	0.183289	484.0491	2.0024	-37.6026
63.00	0.189295	493.0034	2.0210	-34.0486
73.00	0.195267	502.0613	2.0394	-30.3279
83.00	0.201210	511.2276	2.0576	-26.4422
93.00	0.207130	520.5059	2.0756	-22.3928
103.00	0.213029	529.8990	2.0935	-18.1812

**P = 400. kPa**

Temp (°C)	Volumé (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-19.97	0.064501	411.8630	1.7549	-37.9704
-9.00	0.068766	422.6614	1.7831	-35.3707
1.00	0.072448	432.2336	1.8072	-32.7649
11.00	0.075984	441.6433	1.8299	-29.9595
21.00	0.079407	450.9556	1.8517	-26.9702
31.00	0.082741	460.2181	1.8727	-23.8076
41.00	0.086004	469.4664	1.8931	-20.4786
51.00	0.089211	478.7279	1.9130	-16.9880
61.00	0.092371	488.0240	1.9325	-13.3386
71.00	0.095493	497.3716	1.9516	-9.5329
81.00	0.098585	506.7841	1.9704	-5.5720
91.00	0.101650	516.2720	1.9889	-1.4571
101.00	0.104694	525.8439	2.0072	2.8112

**P = 600. kPa**

Temp (°C)	Volumé (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-8.61	0.043330	414.6429	1.7185	-24.6227
2.00	0.046321	426.1442	1.7478	-21.6297
12.00	0.048954	436.5344	1.7732	-18.6095
22.00	0.051456	446.6359	1.7970	-15.4165
32.00	0.053858	456.5460	1.8196	-12.0632
42.00	0.056182	466.3334	1.8412	-8.5570
52.00	0.058444	476.0489	1.8621	-4.9027
62.00	0.060657	485.7309	1.8824	-1.1029
72.00	0.062831	495.4091	1.9022	2.8411
82.00	0.064971	505.1067	1.9215	6.9285
92.00	0.067085	514.8420	1.9405	11.1593
102.00	0.069176	524.6299	1.9591	15.5337
112.00	0.071248	534.4822	1.9775	20.0519
122.00	0.073304	544.4083	1.9957	24.7144

**P = 800. kPa**

Temp (°C)	Volumé (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
0.14	0.032482	416.1800	1.6920	-15.4115
10.00	0.034730	427.7749	1.7210	-12.2326
20.00	0.036837	438.9115	1.7478	-8.8555
30.00	0.038818	449.6285	1.7726	-5.3362
40.00	0.040705	460.0600	1.7959	-1.6814
50.00	0.042520	470.2981	1.8182	2.1051
60.00	0.044278	480.4094	1.8395	6.0217
70.00	0.045992	490.4436	1.8602	10.0681
80.00	0.047669	500.4385	1.8802	14.2450
90.00	0.049316	510.4236	1.8998	18.5534
100.00	0.050938	520.4221	1.9189	22.9945
110.00	0.052540	530.4526	1.9377	27.5697
120.00	0.054125	540.5300	1.9562	32.2804
130.00	0.055695	550.6662	1.9744	37.1276

**Tables des propriétés thermodynamiques de la vapeur surchauffée du R410A**

**P = 1000. kPa**

Temp (°C)	Volumé (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
7.36	0.025854	417.0067	1.6709	-8.4642
17.00	0.027736	429.1736	1.7009	-4.9869
27.00	0.029518	440.9842	1.7288	-1.2751
37.00	0.031180	452.2487	1.7544	2.5448
47.00	0.032752	463.1398	1.7784	6.4734
57.00	0.034256	473.7729	1.8012	10.5119
67.00	0.035708	484.2300	1.8229	14.6626
77.00	0.037117	494.5712	1.8438	18.9280
87.00	0.038493	504.8419	1.8641	23.3108
97.00	0.039841	515.0773	1.8839	27.8138
107.00	0.041166	525.3049	1.9032	32.4397
117.00	0.042472	535.5468	1.9221	37.1911
127.00	0.043763	545.8204	1.9407	42.0703
137.00	0.045040	556.1398	1.9590	47.0793
147.00	0.046305	566.5166	1.9771	52.2198

**P = 1400. kPa**

Temp (°C)	Volumé (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
19.01	0.018127	417.3759	1.6375	1.5888
29.00	0.019698	431.5916	1.6716	5.9107
39.00	0.021098	444.5914	1.7015	10.2359
49.00	0.022384	456.8032	1.7286	14.5947
59.00	0.023586	468.4803	1.7536	19.0069
69.00	0.024727	479.7848	1.7772	23.4863
79.00	0.025821	490.8273	1.7995	28.0433
89.00	0.026877	501.6872	1.8209	32.6865
99.00	0.027903	512.4238	1.8416	37.4232
109.00	0.028905	523.0821	1.8617	42.2598
119.00	0.029887	533.6973	1.8812	47.2019
129.00	0.030852	544.2969	1.9004	52.2542
139.00	0.031803	554.9032	1.9191	57.4209
149.00	0.032742	565.5339	1.9375	62.7058

**P = 1800. kPa**

Temp (°C)	Volumé (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
28.36	0.013735	416.6551	1.6106	8.6777
38.00	0.015061	431.9714	1.6468	13.5095
48.00	0.016257	446.1564	1.6788	18.3918
58.00	0.017336	459.2702	1.7074	23.2240
68.00	0.018334	471.6732	1.7335	28.0517
78.00	0.019273	483.5835	1.7578	32.9032
88.00	0.020167	495.1451	1.7808	37.7986
98.00	0.021027	506.4587	1.8027	42.7531
108.00	0.021858	517.5978	1.8238	47.7789
118.00	0.022666	528.6179	1.8441	52.8858
128.00	0.023456	539.5616	1.8640	58.0823
138.00	0.024231	550.4623	1.8833	63.3754
148.00	0.024993	561.3467	1.9022	68.7711
158.00	0.025743	572.2359	1.9208	74.2746
168.00	0.026484	583.1471	1.9390	79.8900

**P = 2200. kPa**

Temp (°C)	Volumé (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
36.26	0.010886	415.1962	1.5872	14.0222
46.00	0.012112	432.3246	1.6271	19.5602
56.00	0.013174	447.6094	1.6612	24.9602
66.00	0.014118	461.5347	1.6911	30.2224
76.00	0.014983	474.5801	1.7181	35.4221
86.00	0.015790	487.0217	1.7431	40.6043
96.00	0.016554	499.0363	1.7666	45.7988
106.00	0.017286	510.7448	1.7890	51.0275
116.00	0.017991	522.2343	1.8104	56.3073
126.00	0.018674	533.5692	1.8310	61.6514
136.00	0.019341	544.7993	1.8510	67.0712
146.00	0.019993	555.9627	1.8705	72.5755
156.00	0.020632	567.0901	1.8896	78.1722
166.00	0.021262	578.2057	1.9083	83.8676

**P = 2600. kPa**

Temp (°C)	Volumé (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
43.14	0.008879	413.1793	1.5657	18.2339
53.00	0.010050	432.2813	1.6100	24.4922
63.00	0.011022	448.6382	1.6461	30.3755
73.00	0.011872	463.3284	1.6772	36.0303
83.00	0.012642	476.9676	1.7051	41.5660
93.00	0.013357	489.8945	1.7308	47.0441
103.00	0.014031	502.3198	1.7548	52.5051
113.00	0.014672	514.3845	1.7775	57.9771
123.00	0.015289	526.1887	1.7993	63.4818
133.00	0.015885	537.8060	1.8202	69.0357
143.00	0.016465	549.2923	1.8404	74.6524
153.00	0.017031	560.6907	1.8601	80.3430
163.00	0.017586	572.0353	1.8793	86.1167
173.00	0.018131	583.3530	1.8980	91.9812
183.00	0.018667	594.6657	1.9165	97.9428

**P = 3000. kPa**

Temp (°C)	Volumé (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
49.26	0.007379	410.7161	1.5454	21.6744
59.00	0.008500	431.4875	1.5935	28.4920
69.00	0.009412	448.9628	1.6318	34.8358
79.00	0.010195	464.4185	1.6643	40.8560
89.00	0.010898	478.6374	1.6932	46.6997
99.00	0.011546	492.0303	1.7196	52.4470
109.00	0.012153	504.8450	1.7441	58.1484
119.00	0.012729	517.2442	1.7672	63.8390
129.00	0.013280	529.3419	1.7892	69.5448
139.00	0.013812	541.2209	1.8104	75.2857
149.00	0.014329	552.9434	1.8308	81.0775
159.00	0.014832	564.5574	1.8507	86.9333
169.00	0.015324	576.1005	1.8700	92.8637
179.00	0.015806	587.6025	1.8889	98.8775
189.00	0.016281	599.0872	1.9075	104.9820

**P = 3600. kPa**

Temp (°C)	Volumé (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
57.36	0.005705	406.3270	1.5157	25.9060
67.00	0.006802	429.9246	1.5707	33.5189
77.00	0.007656	449.0868	1.6128	40.4933
87.00	0.008369	465.6479	1.6474	47.0076
97.00	0.009000	480.6838	1.6776	53.2651
107.00	0.009574	494.7242	1.7050	59.3725
117.00	0.010108	508.0751	1.7302	65.3953
127.00	0.010612	520.9326	1.7539	71.3776
137.00	0.011093	533.4308	1.7764	77.3518
147.00	0.011554	545.6661	1.7979	83.3420
157.00	0.012001	557.7098	1.8187	89.3676
167.00	0.012435	569.6168	1.8388	95.4439
177.00	0.012858	581.4294	1.8583	101.5836
187.00	0.013273	593.1815	1.8774	107.7969
197.00	0.013680	604.8996	1.8961	114.0924
207.00	0.014080	616.6056	1.9144	120.4773

**P = 4000. kPa**

Temp (°C)	Volumé (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
62.21	0.004815	402.9063	1.4954	28.3607
72.00	0.005953	429.0757	1.5573	36.5689
82.00	0.006784	449.3286	1.6018	43.9063
92.00	0.007464	466.5723	1.6378	50.7079
102.00	0.008057	482.1023	1.6689	57.2077
112.00	0.008594	496.5304	1.6969	63.5271
122.00	0.009091	510.2014	1.7226	69.7400
132.00	0.009559	523.3324	1.7466	75.8958
142.00	0.010003	536.0699	1.7694	82.0301
152.00	0.010429	548.5184	1.7911	88.1699
162.00	0.010840	560.7551	1.8120	94.3360
172.00	0.011239	572.8384	1.8323	100.5454
182.00	0.011628	584.8139	1.8520	106.8118
192.00	0.012008	596.7173	1.8712	113.1463
202.00	0.012381	608.5773	1.8899	119.5583

# **Propriétés thermodynamiques du fluide frigorigène R508B**



**Table de saturation des propriétés thermodynamiques du R508B**

Temp (°C)	Pres		Volume		Enthalpie		Entropie		Exergie	
	liq(kPa)	vap(kPa)	liq(m3/kg)	vap(m3/kg)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)	liq(kJ/kg.K)	vap(kJ/kg.K)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)
-110.0	25.05	21.72	.000611	0.64405	69.4867	242.0158	0.4240	1.4815	4.3123	-112.0114
-109.0	26.95	23.55	.000612	0.59693	70.2275	242.4735	0.4271	1.4764	4.2145	-110.1615
-108.0	28.96	25.51	.000614	0.55395	70.9768	242.9303	0.4302	1.4714	4.1077	-108.3414
-107.0	31.10	27.59	.000615	0.51470	71.7346	243.3862	0.4334	1.4665	3.9925	-106.5505
-106.0	33.36	29.81	.000617	0.47880	72.5009	243.8410	0.4367	1.4618	3.8693	-104.7879
-105.0	35.76	32.16	.000619	0.44593	73.2755	244.2947	0.4400	1.4571	3.7387	-103.0530
-104.0	38.29	34.66	.000620	0.41579	74.0585	244.7474	0.4434	1.4525	3.6012	-101.3449
-103.0	40.97	37.30	.000622	0.38811	74.8499	245.1989	0.4468	1.4480	3.4573	-99.6631
-102.0	43.80	40.11	.000624	0.36267	75.6496	245.6492	0.4503	1.4436	3.3075	-98.0069
-101.0	46.78	43.07	.000625	0.33924	76.4576	246.0982	0.4538	1.4392	3.1521	-96.3756
-100.0	49.93	46.20	.000627	0.31766	77.2738	246.5459	0.4574	1.4350	2.9917	-94.7687
-99.0	53.25	49.51	.000629	0.29774	78.0982	246.9924	0.4610	1.4308	2.8268	-93.1854
-98.0	56.74	53.00	.000630	0.27934	78.9308	247.4374	0.4647	1.4267	2.6576	-91.6253
-97.0	60.41	56.68	.000632	0.26232	79.7716	247.8811	0.4684	1.4227	2.4846	-90.0877
-96.0	64.28	60.55	.000634	0.24657	80.6205	248.3233	0.4721	1.4188	2.3083	-88.5722
-95.0	68.34	64.63	.000636	0.23196	81.4774	248.7640	0.4759	1.4149	2.1290	-87.0780
-94.0	72.60	68.91	.000637	0.21842	82.3424	249.2032	0.4798	1.4112	1.9469	-85.6049
-93.0	77.08	73.42	.000639	0.20583	83.2155	249.6409	0.4836	1.4074	1.7626	-84.1523
-92.0	81.77	78.14	.000641	0.19413	84.0965	250.0770	0.4875	1.4038	1.5763	-82.7196
-91.0	86.69	83.10	.000643	0.18325	84.9855	250.5114	0.4915	1.4002	1.3883	-81.3064
-90.0	91.85	88.30	.000645	0.17311	85.8824	250.9442	0.4955	1.3967	1.1991	-79.9123
-89.0	97.24	93.74	.000647	0.16365	86.7872	251.3753	0.4995	1.3932	1.0089	-78.5368
-88.0	102.89	99.44	.000649	0.15483	87.6999	251.8047	0.5035	1.3898	0.8179	-77.1796
-87.0	108.79	105.40	.000650	0.14658	88.6203	252.2324	0.5076	1.3865	0.6265	-75.8400
-86.0	114.96	111.63	.000652	0.13887	89.5486	252.6583	0.5117	1.3832	0.4350	-74.5179
-85.0	121.40	118.14	.000654	0.13166	90.4846	253.0824	0.5158	1.3800	0.2436	-73.2127
-84.0	128.13	124.94	.000656	0.12491	91.4283	253.5047	0.5200	1.3768	0.0526	-71.9242
-83.0	135.15	132.03	.000658	0.11858	92.3797	253.9250	0.5241	1.3737	-0.1377	-70.6518
-82.0	142.47	139.43	.000660	0.11264	93.3388	254.3435	0.5283	1.3706	-0.3272	-69.3954
-81.0	150.09	147.14	.000662	0.10707	94.3055	254.7601	0.5326	1.3676	-0.5156	-68.1545
-80.0	158.04	155.17	.000664	0.10183	95.2798	255.1747	0.5368	1.3646	-0.7026	-66.9288
-79.0	166.31	163.53	.000666	0.09690	96.2616	255.5873	0.5411	1.3617	-0.8881	-65.7180
-78.0	174.92	172.23	.000669	0.09227	97.2509	255.9979	0.5454	1.3589	-1.0718	-64.5218
-77.0	183.88	181.28	.000671	0.08791	98.2477	256.4065	0.5497	1.3560	-1.2535	-63.3398
-76.0	193.19	190.68	.000673	0.08380	99.2520	256.8129	0.5540	1.3532	-1.4330	-62.1717
-75.0	202.86	200.45	.000675	0.07992	100.2637	257.2173	0.5584	1.3505	-1.6103	-61.0174
-74.0	212.91	210.60	.000677	0.07626	101.2828	257.6194	0.5628	1.3478	-1.7849	-59.8764
-73.0	223.35	221.13	.000679	0.07281	102.3092	258.0195	0.5671	1.3451	-1.9569	-58.7485
-72.0	234.18	232.06	.000682	0.06954	103.3429	258.4173	0.5716	1.3425	-2.1259	-57.6335
-71.0	245.41	243.39	.000684	0.06646	104.3840	258.8128	0.5760	1.3399	-2.2919	-56.5311
-70.0	257.06	255.14	.000686	0.06354	105.4323	259.2061	0.5804	1.3374	-2.4547	-55.4410
-69.0	269.13	267.31	.000689	0.06078	106.4878	259.5970	0.5849	1.3348	-2.6141	-54.3630
-68.0	281.64	279.91	.000691	0.05816	107.5505	259.9855	0.5893	1.3324	-2.7701	-53.2969
-67.0	294.60	292.96	.000693	0.05568	108.6204	260.3717	0.5938	1.3299	-2.9223	-52.2424
-66.0	308.01	306.46	.000696	0.05333	109.6975	260.7554	0.5983	1.3275	-3.0708	-51.1993
-65.0	321.88	320.43	.000698	0.05109	110.7816	261.1366	0.6028	1.3251	-3.2154	-50.1675
-64.0	336.24	334.87	.000701	0.04898	111.8728	261.5152	0.6073	1.3228	-3.3560	-49.1466
-63.0	351.08	349.80	.000703	0.04696	112.9711	261.8913	0.6118	1.3204	-3.4923	-48.1365
-62.0	366.42	365.23	.000706	0.04505	114.0764	262.2647	0.6163	1.3181	-3.6244	-47.1369
-61.0	382.27	381.16	.000708	0.04323	115.1887	262.6355	0.6209	1.3159	-3.7521	-46.1478
-60.0	398.65	397.62	.000711	0.04150	116.3080	263.0035	0.6254	1.3136	-3.8753	-45.1689
-59.0	415.55	414.60	.000714	0.03985	117.4343	263.3688	0.6300	1.3114	-3.9939	-44.2000
-58.0	433.00	432.12	.000716	0.03828	118.5675	263.7312	0.6345	1.3093	-4.1077	-43.2409
-57.0	451.00	450.19	.000719	0.03679	119.7076	264.0907	0.6391	1.3071	-4.2168	-42.2915
-56.0	469.57	468.82	.000722	0.03536	120.8547	264.4473	0.6437	1.3050	-4.3210	-41.3515
-55.0	488.71	488.03	.000725	0.03400	122.0086	264.8008	0.6483	1.3028	-4.4202	-40.4210
-54.0	508.45	507.83	.000728	0.03271	123.1694	265.1513	0.6529	1.3008	-4.5143	-39.4995
-53.0	528.78	528.22	.000731	0.03147	124.3370	265.4986	0.6575	1.2987	-4.6032	-38.5871
-52.0	549.73	549.21	.000734	0.03029	125.5115	265.8427	0.6621	1.2966	-4.6869	-37.6836
-51.0	571.30	570.83	.000737	0.02916	126.6928	266.1834	0.6667	1.2946	-4.7653	-36.7888
-50.0	593.50	593.08	.000740	0.02808	127.8810	266.5208	0.6713	1.2926	-4.8383	-35.9026
-49.0	616.36	615.97	.000743	0.02705	129.0760	266.8548	0.6759	1.2906	-4.9058	-35.0248
-48.0	639.87	639.52	.000746	0.02606	130.2779	267.1852	0.6806	1.2886	-4.9678	-34.1553
-47.0	664.05	663.74	.000749	0.02511	131.4866	267.5120	0.6852	1.2867	-5.0243	-33.2940

**Table de saturation des propriétés thermodynamiques du R508B**

Temp (°C)	Pres	Pres	Volume	Volume	Enthalpie	Enthalpie	Entropie	Entropie	Exergie	Exergie
	liq(kPa)	vap(kPa)	liq(m3/kg)	vap(m3/kg)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)	liq(kJ/kg.K)	vap(kJ/kg.K)	liq(kJ/kg)	vap(kJ/kg)
-46.0	688.92	688.63	.000753	0.02421	132.7021	267.8351	0.6898	1.2847	-5.0750	-32.4407
-45.0	714.48	714.22	.000756	0.02334	133.9246	268.1544	0.6945	1.2828	-5.1200	-31.5953
-44.0	740.75	740.51	.000759	0.02251	135.1539	268.4697	0.6991	1.2809	-5.1592	-30.7577
-43.0	767.74	767.51	.000763	0.02171	136.3901	268.7811	0.7038	1.2790	-5.1925	-29.9277
-42.0	795.46	795.25	.000766	0.02095	137.6333	269.0883	0.7084	1.2771	-5.2199	-29.1053
-41.0	823.93	823.72	.000770	0.02022	138.8834	269.3914	0.7131	1.2752	-5.2413	-28.2903
-40.0	853.15	852.95	.000774	0.01951	140.1405	269.6900	0.7177	1.2734	-5.2568	-27.4827
-39.0	883.15	882.95	.000778	0.01884	141.4048	269.9842	0.7224	1.2715	-5.2661	-26.6823
-38.0	913.92	913.72	.000781	0.01819	142.6761	270.2738	0.7271	1.2697	-5.2693	-25.8889
-37.0	945.49	945.28	.000785	0.01757	143.9546	270.5587	0.7317	1.2678	-5.2663	-25.1026
-36.0	977.86	977.65	.000789	0.01697	145.2404	270.8386	0.7364	1.2660	-5.2570	-24.3232
-35.0	1011.06	1010.84	.000793	0.01639	146.5335	271.1135	0.7411	1.2642	-5.2414	-23.5505
-34.0	1045.09	1044.85	.000798	0.01584	147.8340	271.3833	0.7458	1.2624	-5.2195	-22.7845
-33.0	1079.96	1079.71	.000802	0.01530	149.1421	271.6476	0.7504	1.2606	-5.1912	-22.0252
-32.0	1115.69	1115.42	.000806	0.01479	150.4578	271.9065	0.7551	1.2588	-5.1563	-21.2723
-31.0	1152.29	1152.00	.000811	0.01430	151.7813	272.1595	0.7598	1.2569	-5.1150	-20.5258
-30.0	1189.78	1189.47	.000815	0.01382	153.1128	272.4067	0.7645	1.2551	-5.0670	-19.7856
-29.0	1228.16	1227.82	.000820	0.01336	154.4523	272.6478	0.7692	1.2533	-5.0125	-19.0516
-28.0	1267.46	1267.09	.000825	0.01292	155.8002	272.8825	0.7739	1.2515	-4.9512	-18.3238
-27.0	1307.68	1307.28	.000830	0.01250	157.1566	273.1106	0.7787	1.2497	-4.8831	-17.6020
-26.0	1348.83	1348.41	.000835	0.01209	158.5217	273.3319	0.7834	1.2479	-4.8082	-16.8861
-25.0	1390.94	1390.48	.000840	0.01169	159.8958	273.5462	0.7881	1.2461	-4.7263	-16.1761
-24.0	1434.01	1433.51	.000846	0.01131	161.2791	273.7530	0.7928	1.2443	-4.6375	-15.4718
-23.0	1478.05	1477.52	.000851	0.01094	162.6721	273.9522	0.7976	1.2425	-4.5416	-14.7733
-22.0	1523.09	1522.52	.000857	0.01058	164.0751	274.1435	0.8024	1.2406	-4.4386	-14.0803
-21.0	1569.13	1568.53	.000863	0.01024	165.4884	274.3264	0.8071	1.2388	-4.3283	-13.3928
-20.0	1616.19	1615.55	.000869	0.00991	166.9124	274.5007	0.8119	1.2369	-4.2107	-12.7107
-19.0	1664.28	1663.60	.000875	0.00959	168.3478	274.6659	0.8167	1.2350	-4.0856	-12.0338
-18.0	1713.42	1712.70	.000882	0.00927	169.7951	274.8217	0.8215	1.2331	-3.9530	-11.3623
-17.0	1763.61	1762.85	.000889	0.00897	171.2547	274.9676	0.8264	1.2312	-3.8127	-10.6958
-16.0	1814.88	1814.08	.000896	0.00868	172.7276	275.1031	0.8312	1.2293	-3.6645	-10.0344
-15.0	1867.24	1866.40	.000903	0.00840	174.2143	275.2278	0.8361	1.2274	-3.5084	-9.3779
-14.0	1920.70	1919.81	.000910	0.00813	175.7158	275.3410	0.8410	1.2254	-3.3442	-8.7262
-13.0	1975.28	1974.35	.000918	0.00786	177.2330	275.4423	0.8459	1.2234	-3.1716	-8.0792
-12.0	2030.98	2030.01	.000926	0.00761	178.7671	275.5309	0.8508	1.2214	-2.9905	-7.4369
-11.0	2087.83	2086.82	.000935	0.00736	180.3192	275.6061	0.8558	1.2193	-2.8007	-6.7990
-10.0	2145.85	2144.79	.000943	0.00712	181.8907	275.6673	0.8609	1.2172	-2.6019	-6.1655
-9.0	2205.03	2203.94	.000952	0.00688	183.4834	275.7136	0.8659	1.2151	-2.3937	-5.5361
-8.0	2265.41	2264.27	.000962	0.00666	185.0988	275.7440	0.8710	1.2129	-2.1760	-4.9109
-7.0	2326.99	2325.82	.000972	0.00643	186.7391	275.7576	0.8762	1.2107	-1.9483	-4.2895
-6.0	2389.80	2388.58	.000983	0.00622	188.4068	275.7534	0.8814	1.2084	-1.7102	-3.6720
-5.0	2453.83	2452.58	.000994	0.00601	190.1043	275.7301	0.8868	1.2061	-1.4613	-3.0579
-4.0	2519.12	2517.83	.001005	0.00581	191.8351	275.6865	0.8921	1.2037	-1.2011	-2.4472
-3.0	2585.68	2584.35	.001018	0.00561	193.6028	275.6210	0.8976	1.2012	-0.9288	-1.8397
-2.0	2653.51	2652.15	.001031	0.00542	195.4116	275.5322	0.9032	1.1987	-0.6440	-1.2350
-1.0	2722.65	2721.26	.001045	0.00523	197.2667	275.4182	0.9089	1.1961	-0.3457	-0.6329
0.0	2793.10	2791.68	.001060	0.00505	199.1743	275.2772	0.9147	1.1933	-0.0330	-0.0330
1.0	2864.87	2863.44	.001076	0.00487	201.1415	275.1070	0.9207	1.1905	0.2951	0.5649
2.0	2938.00	2936.55	.001093	0.00469	203.1775	274.9052	0.9269	1.1876	0.6400	1.1613
3.0	3012.49	3011.03	.001111	0.00452	205.2931	274.6693	0.9333	1.1846	1.0031	1.7567
4.0	3088.36	3086.89	.001132	0.00436	207.5021	274.3968	0.9400	1.1814	1.3862	2.3517
5.0	3165.63	3164.17	.001154	0.00419	209.8219	274.0844	0.9470	1.1781	1.7914	2.9466
6.0	3244.31	3242.86	.001178	0.00403	212.2752	273.7299	0.9544	1.1746	2.2213	3.5422
7.0	3324.42	3323.00	.001206	0.00388	214.8920	273.3306	0.9623	1.1709	2.6789	4.1391
8.0	3405.98	3404.60	.001236	0.00372	217.7137	272.8854	0.9709	1.1671	3.1680	4.7379
9.0	3489.02	3487.68	.001272	0.00357	220.7994	272.3947	0.9803	1.1631	3.6932	5.3390
10.0	3573.53	3572.26	.001313	0.00343	224.2388	271.8634	0.9908	1.1590	4.2606	5.9426
11.0	3659.55	3658.37	.001363	0.00329	228.1786	271.3020	1.0029	1.1547	4.8786	6.5480
12.0	3747.10	3746.02	.001427	0.00315	232.8900	270.7309	1.0177	1.1504	5.5609	7.1533

**Tables des propriétés thermodynamiques de la vapeur surchauffée du R508B**  
**P = 50. kPa** **P = 100. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-98.86	0.295005	247.0564	1.4302	-92.9600
-88.00	0.315437	253.4090	1.4559	-93.6171
-78.00	0.333943	259.3860	1.4789	-93.9266
-68.00	0.352229	265.4951	1.5014	-93.9733
-58.00	0.370348	271.7442	1.5236	-93.7714
-48.00	0.388339	278.1382	1.5454	-93.3318
-38.00	0.406233	284.6802	1.5669	-92.6629
-28.00	0.424051	291.3718	1.5881	-91.7714
-18.00	0.441808	298.2137	1.6091	-90.6629
-8.00	0.459519	305.2055	1.6299	-89.3426
2.00	0.477191	312.3467	1.6504	-87.8148
12.00	0.494834	319.6358	1.6708	-86.0836
22.00	0.512451	327.0714	1.6909	-84.1528
32.00	0.530048	334.6515	1.7109	-82.0260
42.00	0.547628	342.3741	1.7307	-79.7068
52.00	0.565194	350.2370	1.7503	-77.1985
62.00	0.582749	358.2377	1.7697	-74.5045

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-87.90	0.154010	251.8458	1.3895	-77.0503
-77.00	0.164725	258.6616	1.4160	-77.4724
-67.00	0.174305	264.9915	1.4395	-77.5493
-57.00	0.183712	271.4195	1.4623	-77.3567
-47.00	0.192989	277.9603	1.4846	-76.9128
-37.00	0.202167	284.6242	1.5065	-76.2310
-27.00	0.211268	291.4182	1.5281	-75.3211
-17.00	0.220309	298.3469	1.5493	-74.1911
-7.00	0.229302	305.4132	1.5702	-72.8473
3.00	0.238257	312.6187	1.5909	-71.2951
13.00	0.247182	319.9642	1.6114	-69.5391
23.00	0.256083	327.4496	1.6316	-67.5836
33.00	0.264963	335.0740	1.6517	-65.4323
43.00	0.273826	342.8365	1.6715	-63.0890
53.00	0.282676	350.7354	1.6912	-60.5572
63.00	0.291513	358.7693	1.7106	-57.8401

**P = 200. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-75.05	0.080091	257.1989	1.3506	-61.0697
-65.00	0.085361	264.0163	1.3761	-61.2065
-55.00	0.090421	270.8071	1.4003	-61.0293
-45.00	0.095343	277.6419	1.4236	-60.5740
-35.00	0.100163	284.5478	1.4463	-59.8641
-25.00	0.104904	291.5436	1.4685	-58.9161
-15.00	0.109584	298.6429	1.4902	-57.7419
-5.00	0.114217	305.8551	1.5115	-56.3505
5.00	0.118813	313.1868	1.5324	-54.7491
15.00	0.123378	320.6425	1.5531	-52.9434
25.00	0.127918	328.2252	1.5735	-50.9383
35.00	0.132438	335.9365	1.5937	-48.7383
45.00	0.136942	343.7771	1.6137	-46.3470
55.00	0.141432	351.7470	1.6334	-43.7682
65.00	0.145911	359.8458	1.6529	-41.0054
75.00	0.150379	368.0724	1.6723	-38.0617
85.00	0.154839	376.4254	1.6914	-34.9404

**P = 300. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-66.47	0.054426	260.5737	1.3286	-51.6927
-56.00	0.058277	268.1010	1.3560	-51.6335
-46.00	0.061790	275.2342	1.3807	-51.2503
-36.00	0.065186	282.3706	1.4044	-50.5879
-26.00	0.068495	289.5471	1.4273	-49.6720
-16.00	0.071737	296.7893	1.4496	-48.5204
-6.00	0.074928	304.1155	1.4714	-47.1456
4.00	0.078079	311.5388	1.4928	-45.5572
14.00	0.081197	319.0683	1.5138	-43.7624
24.00	0.084290	326.7108	1.5344	-41.7671
34.00	0.087362	334.4706	1.5548	-39.5761
44.00	0.090416	342.3508	1.5749	-37.1938
54.00	0.093456	350.3531	1.5948	-34.6240
64.00	0.096483	358.4784	1.6145	-31.8701
74.00	0.099501	366.7267	1.6339	-28.9356
84.00	0.102509	375.0977	1.6532	-25.8235

**P = 500. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-54.39	0.033209	265.0143	1.3016	-39.8595
-44.00	0.035701	273.1365	1.3300	-39.5138
-34.00	0.037960	280.7954	1.3556	-38.8482
-24.00	0.040121	288.3862	1.3800	-37.9027
-14.00	0.042209	295.9642	1.4033	-36.7062
-4.00	0.044243	303.5674	1.4259	-35.2783
6.00	0.046234	311.2227	1.4479	-33.6324
16.00	0.048192	318.9493	1.4694	-31.7783
26.00	0.050123	326.7612	1.4905	-29.7233
36.00	0.052033	334.6685	1.5112	-27.4734
46.00	0.053925	342.6783	1.5316	-25.0332
56.00	0.055802	350.7957	1.5517	-22.4069
66.00	0.057667	359.0240	1.5716	-19.5983
76.00	0.059522	367.3656	1.5912	-16.6106
86.00	0.061368	375.8215	1.6105	-13.4469
96.00	0.063206	384.3922	1.6297	-10.1105
106.00	0.065038	393.0775	1.6487	-6.6041

**P = 700. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-45.55	0.023814	267.9785	1.2839	-32.0613
-35.00	0.025755	276.7716	1.3139	-31.4808
-25.00	0.027464	284.8500	1.3403	-30.5927
-15.00	0.029085	292.7986	1.3651	-29.4271
-5.00	0.030642	300.6901	1.3888	-28.0148
5.00	0.032150	308.5737	1.4117	-26.3758
15.00	0.033621	316.4838	1.4339	-24.5239
25.00	0.035063	324.4447	1.4555	-22.4687
35.00	0.036481	332.4743	1.4766	-20.2176
45.00	0.037879	340.5854	1.4974	-17.7760
55.00	0.039263	348.7874	1.5178	-15.1487
65.00	0.040633	357.0869	1.5379	-12.3395
75.00	0.041992	365.4888	1.5577	-9.3518
85.00	0.043342	373.9962	1.5773	-6.1890
95.00	0.044683	382.6111	1.5966	-2.8539
105.00	0.046018	391.3347	1.6157	0.6505

**P = 900. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-38.44	0.018472	270.1462	1.2705	-26.2393
-28.00	0.020068	279.3367	1.3014	-25.4802
-18.00	0.021471	287.7855	1.3284	-24.4148
-8.00	0.022791	296.0431	1.3537	-23.0740
2.00	0.024050	304.2014	1.3778	-21.4904
12.00	0.025265	312.3210	1.4009	-19.6845
22.00	0.026445	320.4436	1.4233	-17.6700
32.00	0.027598	328.5987	1.4450	-15.4565
42.00	0.028729	336.8076	1.4663	-13.0510
52.00	0.029843	345.0860	1.4871	-10.4591
62.00	0.030942	353.4450	1.5075	-7.6850
72.00	0.032029	361.8930	1.5276	-4.7324
82.00	0.033106	370.4358	1.5475	-1.6046
92.00	0.034174	379.0776	1.5670	1.6952
102.00	0.035235	387.8211	1.5863	5.1643

**P = 1200. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-29.72	0.013694	272.4741	1.2546	-19.5817
-19.00	0.015041	282.6085	1.2880	-18.5555
-9.00	0.016172	291.5454	1.3159	-17.2542
1.00	0.017223	300.2043	1.3419	-15.6830
11.00	0.018218	308.7066	1.3664	-13.8759
21.00	0.019172	317.1294	1.3898	-11.8534
31.00	0.020094	325.5250	1.4124	-9.6288
41.00	0.020991	333.9295	1.4343	-7.2113
51.00	0.021869	342.3691	1.4557	-4.6075
61.00	0.022731	350.8627	1.4766	-1.8223
71.00	0.023580	359.4241	1.4971	1.1402
81.00	0.024418	368.0634	1.5173	4.2766
91.00	0.025246	376.7882	1.5371	7.5839
101.00	0.026067	385.6035	1.5566	11.0593
111.00	0.026881	394.5133	1.5759	14.7001

**Tables des propriétés thermodynamiques de la vapeur surchauffée du R508B**

**P = 1600. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-20.33	0.010015	274.4445	1.2375	-12.9340
-10.00	0.011118	285.1286	1.2721	-11.6991
0.00	0.012051	294.7001	1.3015	-10.1574
10.00	0.012904	303.8543	1.3284	-8.3494
20.00	0.013701	312.7668	1.3536	-6.3123
30.00	0.014460	321.5427	1.3775	-4.0670
40.00	0.015188	330.2502	1.4004	-1.6268
50.00	0.015894	338.9358	1.4226	0.9998
60.00	0.016581	347.6324	1.4442	3.8066
70.00	0.017253	356.3636	1.4652	6.7891
80.00	0.017913	365.1467	1.4858	9.9437
90.00	0.018563	373.9944	1.5060	13.2673
100.00	0.019205	382.9160	1.5259	16.7574
110.00	0.019839	391.9184	1.5455	20.4112
120.00	0.020466	401.0064	1.5648	24.2264
130.00	0.021088	410.1834	1.5839	28.2005

**P = 2000. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-12.54	0.007743	275.4850	1.2225	-7.7810
-2.00	0.008763	287.3907	1.2607	-6.3058
8.00	0.009578	297.5554	1.2914	-4.5446
18.00	0.010308	307.1546	1.3192	-2.5226
28.00	0.010985	316.4290	1.3449	-0.2792
38.00	0.011623	325.5140	1.3692	2.1646
48.00	0.012232	334.4937	1.3924	4.7963
58.00	0.012820	343.4247	1.4149	7.6081
68.00	0.013391	352.3458	1.4366	10.5943
78.00	0.013948	361.2850	1.4577	13.7512
88.00	0.014493	370.2625	1.4784	17.0754
98.00	0.015029	379.2933	1.4987	20.5645
108.00	0.015556	388.3883	1.5187	24.2158
118.00	0.016077	397.5556	1.5383	28.0272
128.00	0.016592	406.8010	1.5576	31.9964

**P = 2600. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
-2.77	0.005565	275.6025	1.2006	-1.6988
8.00	0.006551	289.7010	1.2458	0.0573
18.00	0.007261	300.7762	1.2789	2.0959
28.00	0.007879	311.0105	1.3080	4.3901
38.00	0.008442	320.7823	1.3346	6.8953
48.00	0.008967	330.2825	1.3595	9.5904
58.00	0.009465	339.6234	1.3832	12.4640
68.00	0.009943	348.8768	1.4059	15.5092
78.00	0.010404	358.0913	1.4279	18.7216
88.00	0.010853	367.3012	1.4492	22.0978
98.00	0.011290	376.5310	1.4701	25.6354
108.00	0.011719	385.7988	1.4905	29.3323
118.00	0.012141	395.1177	1.5105	33.1863
128.00	0.012566	404.4977	1.5301	37.1956
138.00	0.012966	413.9458	1.5495	41.3580
148.00	0.013370	423.4674	1.5685	45.6717

**P = 3000. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
2.85	0.004547	274.7063	1.1850	1.6694
12.00	0.005425	288.5133	1.2300	3.1976
22.00	0.006116	300.5079	1.2660	5.3398
32.00	0.006697	311.2884	1.2967	7.7522
42.00	0.007216	321.4461	1.3243	10.3753
52.00	0.007696	331.2450	1.3498	13.1848
62.00	0.008147	340.8303	1.3740	16.1686
72.00	0.008578	350.2913	1.3971	19.3199
82.00	0.008992	359.6870	1.4194	22.6345
92.00	0.009393	369.0583	1.4410	26.1096
102.00	0.009784	378.4341	1.4620	29.7429
112.00	0.010166	387.8354	1.4825	33.5324
122.00	0.010541	397.2779	1.5027	37.4765
132.00	0.010910	406.7728	1.5224	41.5733
142.00	0.011273	416.3288	1.5419	45.8210

**P = 3400. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
7.94	0.003731	272.9114	1.1673	4.7044
12.00	0.004222	281.1102	1.1953	5.2515
17.00	0.004654	288.8368	1.2201	6.2069
22.00	0.005008	295.5071	1.2406	7.2994
27.00	0.005318	301.6068	1.2586	8.4789
32.00	0.005600	307.3441	1.2750	9.7257
37.00	0.005861	312.8311	1.2903	11.0296
42.00	0.006107	318.1363	1.3048	12.3846
47.00	0.006341	323.3053	1.3186	13.7872
52.00	0.006565	328.3701	1.3318	15.2348
57.00	0.006780	333.3546	1.3446	16.7259
62.00	0.006989	338.2767	1.3570	18.2592
67.00	0.007192	343.1505	1.3691	19.8339
72.00	0.007390	347.9869	1.3809	21.4493
77.00	0.007584	352.7952	1.3924	23.1049
82.00	0.007773	357.5827	1.4037	24.8003
87.00	0.007960	362.3556	1.4149	26.5352
92.00	0.008143	367.1189	1.4258	28.3093
97.00	0.008323	371.8769	1.4366	30.1224
102.00	0.008501	376.6333	1.4472	31.9742

**P = 3800. kPa**

Temp (°C)	Volume (m3/kg)	Enthalpie (kJ/kg)	Entropie (kJ/kg.K)	Exergie (kJ/kg)
12.61	0.003077	270.3922	1.1478	7.5197
17.00	0.003657	281.1875	1.1856	8.0042
22.00	0.004083	289.6160	1.2128	8.9963
27.00	0.004423	296.6799	1.2344	10.1494
32.00	0.004716	303.0515	1.2532	11.3953
37.00	0.004980	308.9973	1.2701	12.7094
42.00	0.005223	314.6548	1.2858	14.0800
47.00	0.005452	320.1054	1.3006	15.5007
52.00	0.005668	325.4021	1.3146	16.9677
57.00	0.005875	330.5817	1.3280	18.4785
62.00	0.006074	335.6709	1.3410	20.0314
67.00	0.006266	340.6897	1.3535	21.6254
72.00	0.006453	345.6536	1.3657	23.2597
77.00	0.006634	350.5750	1.3776	24.9336
82.00	0.006812	355.4637	1.3892	26.6467
87.00	0.006986	360.3278	1.4006	28.3988
92.00	0.007156	365.1737	1.4118	30.1894
97.00	0.007324	370.0072	1.4228	32.0184
102.00	0.007489	374.8328	1.4336	33.8856

## Résumé

Ce travail consiste en la modélisation des propriétés thermodynamiques des fluides frigorigènes, l'élaboration de leurs tables thermodynamiques, la construction des diagrammes exergetiques, et l'étude de deux installations frigorifiques. Quatre fluides ont fait l'objet de cette modélisation, il s'agit de deux corps purs le R23 et le R134a et de deux mélanges le R410A et le R508B. Nous avons présenté le noyau de calcul de ces propriétés thermodynamiques en se basant sur l'équation d'état de Martin-Hou, pour laquelle nous avons greffé un module de calcul de la fonction exergerie, indispensable pour la détection des irréversibilités thermodynamiques. Nous avons mis au point des programmes informatiques qui ont permis l'élaboration des tables thermodynamiques des fluides étudiés. Ces tables ont été transformées, par la suite en diagrammes exergetiques qui s'avèrent d'une grande utilité, puisqu'ils permettent la visualisation directe des pertes thermodynamiques lors de l'analyse des performances des installations. Nous avons illustré l'intérêt pratique de ces diagrammes exergetiques par l'étude de deux installations frigorifiques. Il s'agit d'une installation à deux étages à injection totale et d'une installation en cascade.

## Abstract

This work consists in the modeling of the thermodynamic properties of refrigerants, development of the thermodynamic tables, construction of exergetics diagrams, and the study of two refrigerated facilities. Four fluids have been the subject of this modeling, it is about two pure refrigerants the R23 and the R134a and two mixtures the R410A and the R508B. We presented the core of calculation of these thermodynamic properties on the basis Martin-Hou's state equation, for which we transplanted a module of calculation of the exergy function, indispensable for the detection of the thermodynamic irreversibility's. We have developed computer programs which permit the development of the thermodynamic tables of the studied fluids. These tables have been transformed, thereafter in exergetics diagrams that prove to be of a big utility, since they permit the direct visualization of the thermodynamic losses during the analysis of the performances of facilities. We illustrated the practical interest of this exergetics diagrams by the study of two refrigerated facilities. It is about a two stage total injection facility and a facility in cascade.

## ملخص

هذا العمل يتمثل في استخراج نماذج الخصائص الترموديناميكية لسوائل التبريد، استخراج الجداول الترموديناميكية، رسم البيانات الإيقزيرجيتيكية، دراسة منشئتين للتبريد. أربعة سوائل كانت موضوع هذه النماذج، جسمين صافيين (R134a) و(R23)، و جسمين مختلطين (R410A) و (R508B). لقد قدما كيفية حساب هذه الخصائص الترموديناميكية على أساس معادلة الباحثين مارتن و هو (Martin-Hou) التي أضفنا الخاصية الجديدة التي تدعى (الإيقزيرجي) الضرورية لإكتشاف الخسائر الترموديناميكية. لقد وضعنا برامج إعلام آلية التي تسمح بإستخراج الجداول الترموديناميكية للسوائل المدروسة، وبعد ذلك حولنا هذه الجداول إلي رسوم بيانية إيقزيرجيتيكية التي تبدوا في غاية الأهمية لسماعها بالرؤية المباشرة للخسائر الترموديناميكية عند تحليل فعالية المنشآت. لتوضيح القيمة العملية لهذه البيانات الإيقزيرجيتيكية استعنا بدراسة منشئتين للتبريد. منشأة تبريد تتكون من طابقين للضغط برش كلي ، و منشأة بالمساقط (cascade) .