

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

Université Abderrahmane Mira - Bejaia
Faculté des Sciences de la Nature et de la Vie
Département des Sciences Alimentaires



Polycopié de cours destiné aux étudiants de
Sciences Alimentaires
Master Production et Transformation Laitière

Procédés Alimentaires

Cours et exercices d'application

Préparé par
Dr. SIDANE Djahida

Année universitaire
2023-2024

Préface

Le cours de procédés alimentaires a pour objectif d'appliquer les concepts de base de l'ingénierie pour l'étude des opérations alimentaires. En effet, la maîtrise et la compréhension des techniques et des procédés d'élaboration ainsi que les phénomènes mis en jeu lors de la transformation d'une matière agricole permettent d'optimiser et d'assurer une qualité bien définie du produit désiré.

Ce support de cours est destiné aux étudiants du domaine alimentaire, spécialité : Production et Transformation Laitière. Il apportera également une contribution utile à la formation des étudiants de la filière agroalimentaire.

A travers ce cours, l'apprenant peut acquérir des connaissances utiles pour le suivi des études et des formations ultérieures, à savoir :

- Comprendre les phénomènes et les techniques de la chaîne de production ;
- Mettre en évidence les lois, savoir raisonner et établir les équations de base permettant les calculs et l'optimisation des procédés industriels ;
- Décrire et analyser les mécanismes physico-chimiques et biologiques.

A l'issue de ce cours, l'apprenant sera capable d'établir les équations des bilans de matière et d'énergie afin de dimensionner un appareil. Il sera également en mesure d'interpréter les phénomènes de transfert impliqués dans les différentes opérations et mieux comprendre les processus de traitement des produits alimentaires.

Sommaire

Liste des tableaux et figures

Introduction	1
Chapitre I : Généralités et notions fondamentales associées aux procédés	2
I.1. Définitions.....	2
I.2. Application des procédés alimentaires.....	3
I.2.1. Schéma d'un procédé (diagramme).....	3
I.2.2. Procédés de production et de transformation du lait.....	4
I.3. Notions fondamentales associées aux procédés.....	16
I.3.1. Système thermodynamique.....	16
I.3.2. Grandeurs physiques usuelles.....	18
I.3.3. Bilans et régimes de fonctionnement.....	21
Chapitre II : Intérêt des transferts dans les opérations des procédés	25
II.1. Généralités sur les opérations unitaires.....	25
II.2. Notions sur les phénomènes de transfert.....	27
II.3. Transfert de matière.....	28
II.3.1. Généralités sur le transfert de matière.....	28
II.3.2. Lois de Fick.....	29
II.3.3. Transfert de matière à travers une plaque.....	31
II.4. Transfert de quantité de mouvement.....	34
II.4.1. Régime d'écoulement.....	34
II.4.2. Écoulement laminaire dans une conduite cylindrique.....	35
II.4.3. Contraintes visqueuses : <i>Loi de Newton</i>	36
II.5. Transfert de chaleur.....	38
II.5.1. Généralités sur le transfert thermique.....	38
II.5.2. Modes de transferts de chaleur.....	39
II.5.3. Coefficient de transfert de chaleur global.....	44
Chapitre III : Échangeurs de chaleur et leur rôle dans un procédé	45
III.1. Description d'un échangeur de chaleur.....	45
III.1.1. Généralités sur les échangeur de chaleur.....	45
III.1.2. Paramètres d'un échangeur de chaleur.....	46
III.1.3. Classification des échangeurs.....	47

III.2.	Dimensionnement d'un échangeur de chaleur.....	48
III.2.1.	Echangeur à co-courant.....	48
III.2.2.	Echangeur à contre-courant.....	52
III.2.3.	Efficacité d'un échangeur.....	52
III.3.	Traitement thermique du lait en continu.....	53
	Chapitre IV : Utilisation du froid dans les procédés alimentaires.....	56
IV.1.	Généralités.....	56
IV.2.	Processus de réfrigération.....	56
IV.2.1.	Principe de réfrigération.....	56
IV.2.2.	Système de réfrigération.....	57
IV.3.	Congélation.....	59
IV.3.1.	Principe de congélation.....	59
IV.3.2.	Mécanisme de transfert de chaleur par congélation au sein d'un aliment.....	59
IV.3.3.	Temps de congélation - équation de <i>Plank</i>	60
IV.3.4.	Matériel de congélation.....	60
IV.4.	Techniques de refroidissement dans l'industrie laitière.....	61
	Chapitre V : Opérations de séparations physique et membranaire.....	63
V.1.	Généralités.....	63
V.2.	Décantation gravitaire.....	63
V.2.1.	Principe.....	63
V.2.2.	Séparation des particules en décanteur horizontal (en phase liquide).....	65
V.3.	Centrifugation.....	66
V.3.1.	Principe.....	66
V.3.2.	Ecrémage et clarification du lait dans une centrifugeuse avec assiettes.....	67
V.4.	Filtration sur support.....	68
V.4.1.	Définition.....	68
V.4.2.	Conditions de filtration.....	68
V.4.3.	Principe de la filtration sur support.....	69
V.4.4.	Procédé de filtration membranaire.....	70
V.4.5.	Filtration tangentielle.....	73
V.4.6.	Application dans l'industrie laitière.....	74

Chapitre VI : Opérations de conservation et de stabilisation	77
VI.1. Opération de séchage.....	77
VI.1.1. Généralités.....	77
VI.1.2. Principe du procédé de séchage.....	78
VI.1.3. Caractéristiques de l'air humide.....	79
VI.1.4. Calculs sur les séchoirs.....	80
VI.1.5. Séchage par pulvérisation (atomisation).....	82
VI.2. Opération d'évaporation.....	85
VI.2.1. Généralités.....	85
VI.2.2. Principe de l'évaporation.....	86
VI.2.3. Appareillage et conception.....	86
VI.2.4. Dimensionnement d'un évaporateur tubulaire simple effet.....	89
Exercices d'application	92
Conclusion	102
Références bibliographiques	
Annexes	

Liste des tableaux et figures

Tableau I.1 :	Composition du lait de vache.....	5
Tableau IV.1 :	Utilisation du froid lors du traitement du lait et des produits laitiers.....	62
Figure I.1 :	Opérations de l'industrie alimentaire.....	3
Figure I.2 :	Procédé de transformation et de conservation des produits laitiers.....	4
Figure I.3 :	Aspect structurel du lait.....	5
Figure I.4 :	Procédé de fabrication de yaourt.....	6
Figure I.5 :	Principe de standardisation en MG dans une unité de traitement du lait.....	7
Figure I.6 :	Principe d'homogénéisation du lait par fractionnement.....	8
Figure I.7 :	Procédé de production de la crème et du beurre.....	9
Figure I.8 :	Principe d'une écrémeuse industrielle à débouillage automatique	9
Figure I.9 :	Séparation du lait au niveau des disques tournant dans le bol de l'écrémeuse.....	10
Figure I.10 :	Barattes de forme (a) cylindrique, (b) conique et (c) cylindro-conique.....	11
Figure I.11 :	Principe de fonctionnement d'un butyrateur.....	12
Figure I.12 :	Procédé de fabrication généralisé pour différentes familles de fromages.....	14
Figure I.13 :	Description de la notion d'un système.....	16
Figure I.14 :	Echanges de matière et d'énergie avec le milieu extérieur.....	16
Figure I.15 :	Ecoulement d'un fluide dans une conduite circulaire.....	20
Figure I.16 :	Procédé de transformation du lait en poudre.....	21
Figure I.17 :	Régime de fonctionnement dans une unité de production.....	23
Figure II.1 :	Exemple d'opérations unitaires dans trois lignes de production.....	25
Figure II.2 :	Diffusion du sucre dans l'eau à travers une membrane perméable.....	29
Figure II.3 :	Transfert de matière (diffusion moléculaire) à travers une plaque	31
Figure II.4 :	Écoulement dans une conduite cylindrique en régime laminaire.....	35
Figure II.5 :	Schéma illustratif de la loi de Newton en écoulement laminaire.....	36
Figure II.6 :	Comportements rhéologiques des fluides.....	37
Figure II.7 :	Transfert thermique par conduction à travers une plaque.....	40
Figure II.8 :	Transfert de chaleur par convection fluide - paroi solide.....	43
Figure II.9 :	Flux conducto-convectif à travers une paroi solide circulaire.....	44
Figure III.1 :	Schéma de principe d'un échangeur de chaleur.....	46
Figure III.2 :	Principales configurations d'écoulement.....	47
Figure III.3 :	Echangeur de chaleur à co-courant.....	48

Figure III.4 :	Echange de chaleur entre deux fluides séparés par une paroi solide.....	49
Figure III.5 :	Profil longitudinal de températures dans un échangeur à co-courant.....	51
Figure III.6 :	Profil longitudinal de températures dans un échangeur contre-courant.....	52
Figure III.7 :	Schéma général d'une installation d'échangeurs de chaleur à contre-courant. Traitement thermique du lait.....	53
Figure III.8 :	Exemples d'échangeurs de chaleur et de chambreurs.....	55
Figure IV.1 :	Schéma de principe d'un système de réfrigération avec frigorigène.....	57
Figure IV.2 :	Eléments du système de réfrigération.....	58
Figure IV.3 :	Schéma de principe de la congélation à pulvérisation ou immersion.....	60
Figure IV.4 :	Schéma de principe de la congélation par courant d'air froid.....	61
Figure V.1 :	Principe de décantation.....	63
Figure V.2 :	Décanteur statique horizontal.....	65
Figure V.3 :	Principe de séparation dans une centrifugeuse avec assiettes.....	67
Figure V.4 :	Mécanisme de la filtration sur support.....	68
Figure V.5 :	Schéma de principe de la filtration sur support.....	69
Figure V.6 :	Schéma de principe du procédé de séparation membranaire.....	70
Figure V.7 :	Schéma de principe de la filtration sur support.....	71
Figure V.8 :	Types des membranes selon leurs structures.....	72
Figure V.9 :	Schéma de principe de filtration à un étage.....	73
Figure V.10 :	Répartition en taille des principaux composants du lait.....	74
Figure V.11 :	Procédé de traitement du lait par microfiltration tangentielle.....	75
Figure VI.1 :	Schéma de principe de séchage par entraînement d'air chaud.....	78
Figure VI.2 :	Schéma de principe du séchage par entraînement à contre-courant.....	80
Figure VI.3 :	Système de pulvérisation pour séchage.....	83
Figure VI.4 :	Tour de séchage par pulvérisation (atomisation) : Transformation du lait concentré en poudre.....	84
Figure VI.5 :	Principe du procédé d'évaporation sous vide.....	86
Figure VI.6 :	Evaporateur à flot tombant simple effet.....	87
Figure VI.7 :	Evaporateur à flot tombant à multiple effet et à co-courant (avec condenseur).....	88
Figure VI.8 :	Schéma de principe d'un évaporateur simple effet.....	89
Figure VI.9 :	Evolution de la pression et de l'écart de température suivant la position dans le tube.....	91

Introduction

L'application des procédés industriels dans le domaine alimentaire a contribué à l'évolution du processus de l'alimentation actuelle. Les procédés alimentaires, auxquels on peut associer les concepts de génie alimentaire, jouent un rôle important dans le développement de l'industrie alimentaire. En effet, un procédé alimentaire est un enchaînement de plusieurs opérations de traitement et de transformation de la matière agricole en un produit de qualité désirée. La nécessité de rendre les aliments agréables lors de leur consommation et de permettre leur conservation dans des conditions optimales de sécurité alimentaire a mené les spécialistes du domaine à la mise au point de nouvelles technologies dans l'industrie alimentaire.

En réponse aux exigences croissantes du consommateur en matière de qualité et de rentabilité, l'industrie alimentaire connaît une évolution de plus en plus importante d'où l'étude des principaux éléments des opérations des procédés de production et de conservation des aliments. Ces opérations sont devenues des outils industriels incontournables dans les technologies alimentaires. Dans le secteur laitier, la maîtrise des principes de base sur lesquels se reposent les opérations élémentaires mises en œuvre lors de la stabilisation des produits par traitements thermiques, et la séparation de phases permet de mieux concevoir et d'optimiser les procédés de transformation du lait.

Dans le présent document sont présentées d'abord les notions et les équations de base permettant de comprendre les méthodes et les calculs adoptés lors du dimensionnement des appareils d'un procédé suivi d'une vision globale sur les phénomènes de transfert intervenant lors des opérations de transformation. En deuxième lieu, ce document décrit les principales applications du froid, des échangeurs de chaleur et des opérations élémentaires les plus répandues dans le secteur laitier, telles que la pasteurisation, la stérilisation, la congélation, la filtration, la décantation, le séchage et l'évaporation.

De ce fait, ce cours est scindé en six grands chapitres renforcés par des exemples et des exercices d'application, qui sont organisés ainsi :

- Généralités et notions fondamentales associées aux procédés.
- Intérêt des transferts dans les opérations des procédés.
- Echangeurs de chaleur et leur rôle dans un procédé.
- Utilisation du froid dans les procédés alimentaires.
- Opérations de séparations physique et membranaire : décantation, centrifugation et filtration.
- Opérations de conservation et de stabilisation : séchage et évaporation.

Chapitre I

Généralités et notions fondamentales associées
aux procédés

Chapitre I : Généralités et notions fondamentales associées aux procédés

I.1. Définitions

Un **procédé** ou « **process** » est une succession d'actions appliquées à des produits pour leur conférer les propriétés voulues. C'est l'ensemble des étapes qui accompagnent la transformation et la production d'une matière.

Le **génie des procédés** « **engineering process** » est défini de manière générale comme étant l'ensemble des sciences (connaissances scientifiques), des méthodes, des techniques et des outils utilisés pour la mise en œuvre industrielle des procédés.

Les **sciences** de génie des procédés sont liées aux principes de bases scientifiques tels que les lois des équilibres de la thermodynamique, la mécanique des fluides et les transferts de matière et de chaleur qui permettent de comprendre les phénomènes mis en jeu. Les **méthodes et outils** du génie des procédés comprennent les raisonnements et les calculs tels que les bilans de matière et d'énergie, le dimensionnement (performances et caractéristiques géométriques), les nombres sans dimension (nombres d'unités de transfert, etc.).

Le **rôle** de génie des procédés : il intervient pour transposer un simple procédé ou un mode opératoire de laboratoire en un cheminement industriel (ligne de production).

Le **principe** de génie des procédés consiste alors à **étudier, concevoir** et **mettre en œuvre** de **façon optimale** les procédés de transformations physiques, chimiques et biologiques (réactions biochimiques et traitement microbiologique) de la matière.

Les principaux **concepts de base** de génie des procédés, c'est-à-dire, les connaissances et les méthodes relatives à l'étude, la conception et à la mise en œuvre des procédés, peuvent être appliquées dans différents domaines de l'industrie. Le principe du génie des procédés s'étend alors à plusieurs applications industrielles. Parmi ses **champs d'application**, on distingue l'industrie chimique, le domaine pharmaceutique, l'environnement, **l'industrie alimentaire et agroalimentaire**, etc.

Les **procédés appliqués** dans **l'industrie alimentaire** présentent par rapport aux autres procédés industriels des spécificités liées à la **variété des matières premières**, à la **diversité des produits fabriqués** et la **production de produits de grande consommation**. Ce qui distingue particulièrement les procédés alimentaires est la **qualité organoleptique** (goût ou saveur, odeur, aspect, texture, etc.) et **nutritionnelle** (régime alimentaire).

I.2. Application des procédés alimentaires

I.2.1. Schéma d'un procédé (diagramme)

Dans un procédé, généralement, la transformation de la matière première en un produit souhaité ne peut pas se faire dans une seule étape. Ainsi, le processus complet est composé d'un certain nombre d'étapes qui impliquent toutes des **transformations intermédiaires**. Une fois les étapes intermédiaires sélectionnées, elles doivent être **interconnectées** afin de réaliser la transformation souhaitée.

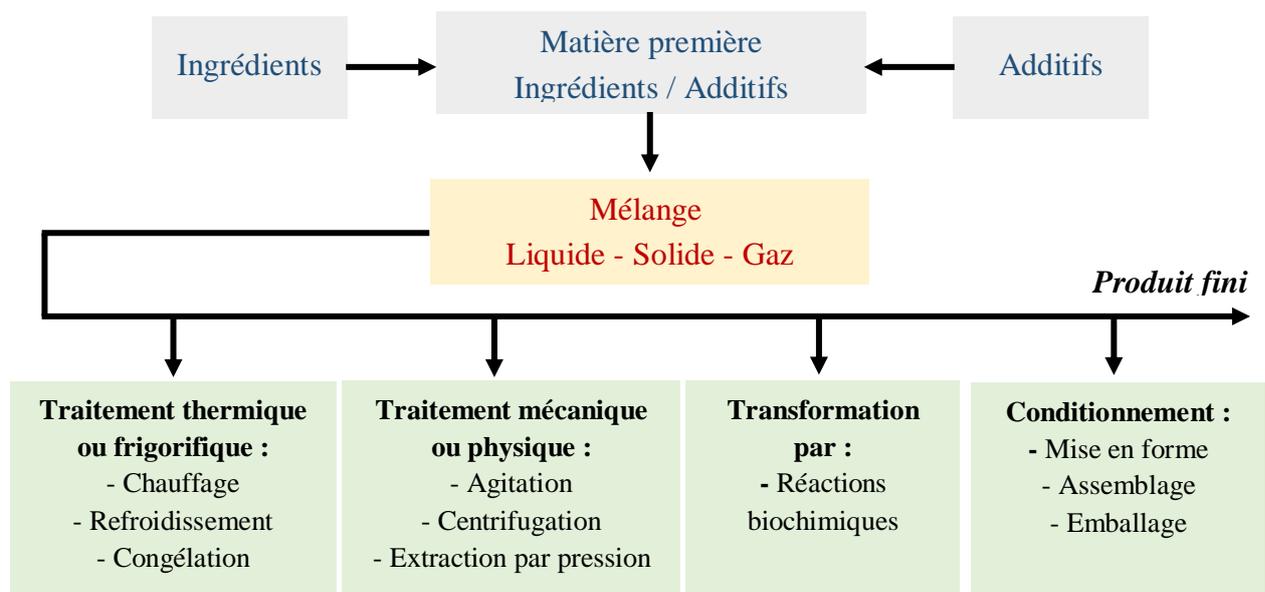


Figure I.1 : Opérations de l'industrie alimentaire.

D'après la **figure I.1**, un diagramme de procédé alimentaire regroupe les opérations de :

- Transformation des produits par cuisson, fermentation-acidification, etc.
- Séparation des phases par centrifugation, filtration, etc.
- Purification des constituants des produits naturels par extraction (sucre, huiles, extraits aromatiques).
- Réalisation de mélanges pour obtenir les goûts et les textures voulues.
- Stabilisation des produits de l'agriculture et de la pêche (par séchage, évaporation, salage, fumage, etc.).
- Conditionnement et emballage.
- Agglomération des particules (malaxage, homogénéisation, etc.) et fragmentation ou fractionnement de la matière agricole (éliminer les fractions non consommables, non assimilables ou non désirables par lavage, triage, découpage, etc.) et.

La représentation symbolique des étapes du procédé avec leurs interconnexions constitue un **schéma de procédé**. Un schéma de procédé est un diagramme qui illustre les relations entre les principaux composants d'une installation industrielle. Les schémas des procédés sont utilisés dans l'ingénierie des procédés.

I.2.2. Procédés de production et de transformation du lait

Les procédés de transformation et de production du lait et de ses produits dérivés consistent en un enchaînement d'étapes ou d'opérations de traitements physique, thermique et biochimique. A partir du lait, il est possible de fabriquer une variété de produits laitiers :

- Lait de consommation : lait cru, lait traité thermiquement (lait pasteurisé, lait stérilisé et lait UHT (Ultra-Haute Température)), lait concentré (évacué, sucré ou non sucré), lait fermenté ou acidifié, lait supplémenté (lait enrichi en vitamines, protéines et minéraux).
- Crème : crème odorisée, crème fraîche (douce), crème fouettée et crème glacée.
- Beurre et babeurre (petit lait).
- Fromages : fromages blanc et frais, fromage fondu, fromages affinés (fromage à pâte molle et fromage à pâte pressée ou ferme).
- Yaourts : yaourts fermes (nature et aromatisé) et yaourts brassés (veloutés, onctueux et fruités, yaourts boisson).
- Lait en poudre (lait sec) produit à partir de lait entier, demi-écrémé, sucré, etc.

La **figure 1.2** montre les opérations « clés » impliquées dans les procédés de fabrication des produits laitiers.

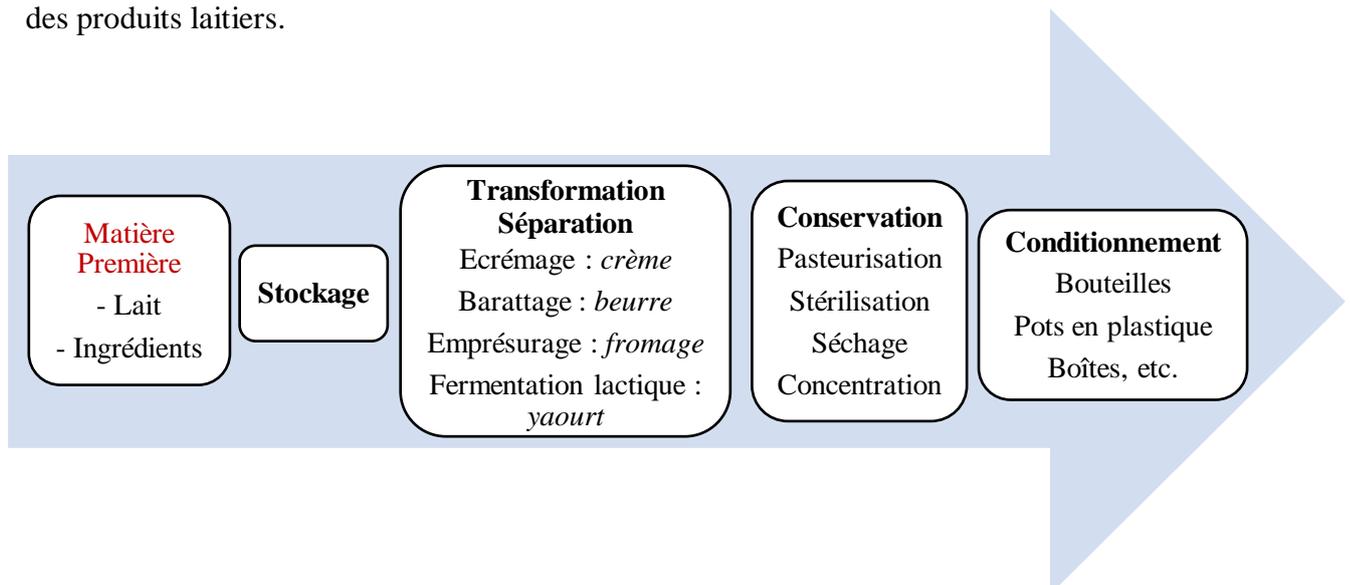


Figure I.2 : Procédé de transformation et de conservation des produits laitiers.

A. Quelques notions sur le lait

Le lait est une émulsion de type gras ou huile dans l'eau. Rappelons qu'une émulsion est une suspension de gouttelettes d'un liquide dans un autre. Le liquide finement divisé est la phase dispersée et la phase continue est appelée dispersante.

La **figure I.3** présente l'émulsion de la crème dans le lait, la **matière grasse MG**. La matière grasse du lait est présente sous forme de petites gouttelettes « globule gras » dispersées dans la phase aqueuse ou dispersante « lait écrémé ». L'émulsion est stabilisée grâce à une fine membrane qui entoure les globules gras dont le diamètre varie entre 0,1 et 20 μm .

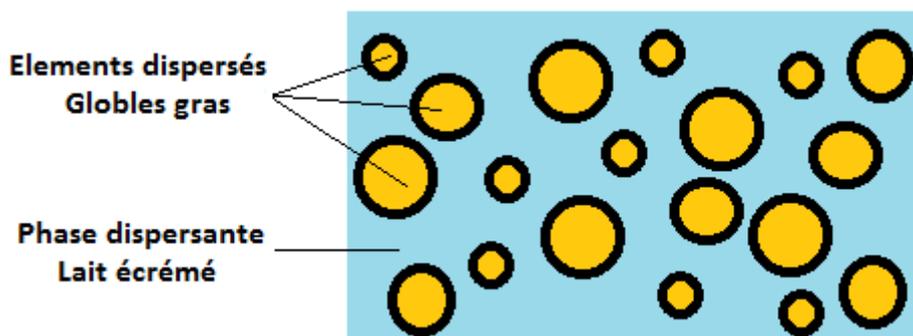


Figure I.3 : Aspect structurel du lait.

Les principaux constituants du lait sont l'eau, la matière grasse, les protéines, le lactose (sucre du lait) et les minéraux (sels). La matière grasse du lait se compose de triglycérides, d'acides gras, de stérols, de caroténoïdes (responsable de la couleur jaune de la matière grasse) et de vitamines A, D, E et K. Le lait contient également des traces d'autres substances, telles que des enzymes, des phospholipides et des gaz. Après élimination d'eau et des gaz, il en résulte un résidu solide qui constitue la **matière sèche (MS)** du lait. Les quantités de ces constituants peuvent varier énormément d'une race à l'autre et d'un individu à l'autre d'une même race.

Tableau I.1 : Composition du lait de vache.

Constituants principaux	Limites des variations	Valeur moyenne
Eau	85,5 – 89,5	87,5
Matières sèches totales	10,5 – 14,5	13,0
Matière grasse	2,5 – 6,0	3,9
Protéines	2,9 – 5,0	3,4
Lactose	3,6 – 5,5	4,8
Minéraux	0,6 – 0,9	0,8

B. Schéma de procédé de fabrication de yaourt

La **figure I.4** montre les étapes de fabrication de yaourts. On distingue les yaourts fermes dont le processus de fermentation a lieu en pots lors du conditionnement et les yaourts brassés dont la fermentation se déroule en cuve avant le brassage et le conditionnement.

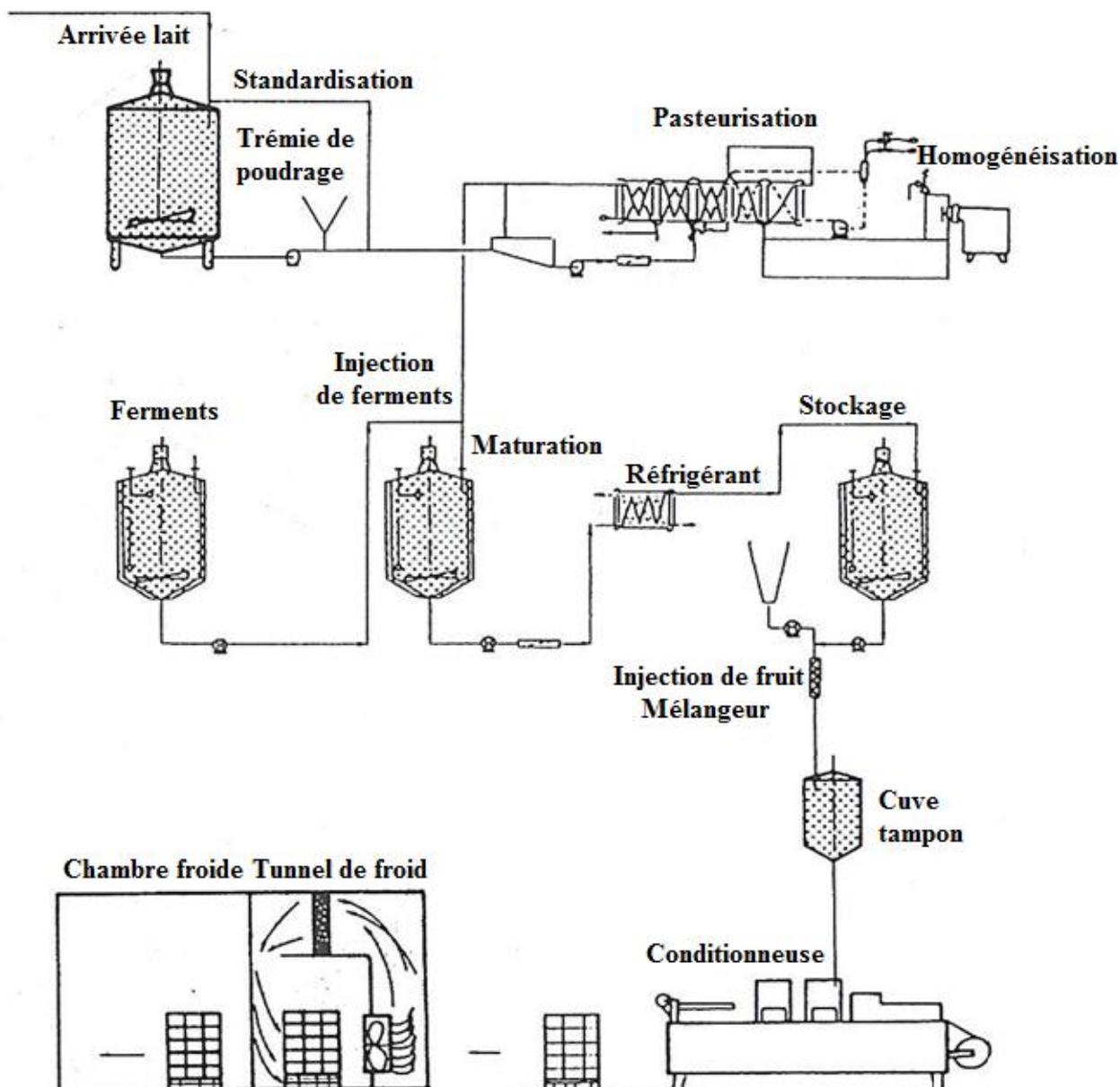


Figure I.4 : Procédé de fabrication de yaourt.

Les yaourts peuvent être produits soit à partir de lait entier (~ 3,5 % en MG), lait partiellement écrémé (~ 1 % en MG) ou bien à partir de lait totalement écrémé (~ 0 % en MG). L'opération d'écémage est réalisée à l'aide de séparateurs « centrifugeuses - écumeuses » qui ont également pour rôle la clarification du lait. Le lait doit être filtré dès son arrivée avant de procéder à sa transformation.

1. Standardisation

La standardisation est une technique ayant pour but de réajuster les qualités d'un produit fini selon les normes indiquées ou amener le produit à la composition considérée comme normale. La standardisation en matière grasse consiste à ajuster la teneur en MG du lait ou d'un produit laitier aux valeurs désirées par adjonction de crème ou de lait écrémé ou bien par addition de la poudre de lait écrémée à différentes doses. Le principe de l'opération de standardisation du lait en MG est présenté dans la **figure I.5**. Le traitement de volumes importants nécessite d'utiliser des vannes de régulation, des débitmètres, des densimètres et une boucle de régulation automatisée. Généralement, le lait entier est chauffé à 55–65 °C dans le pasteurisateur, avant d'être séparé.

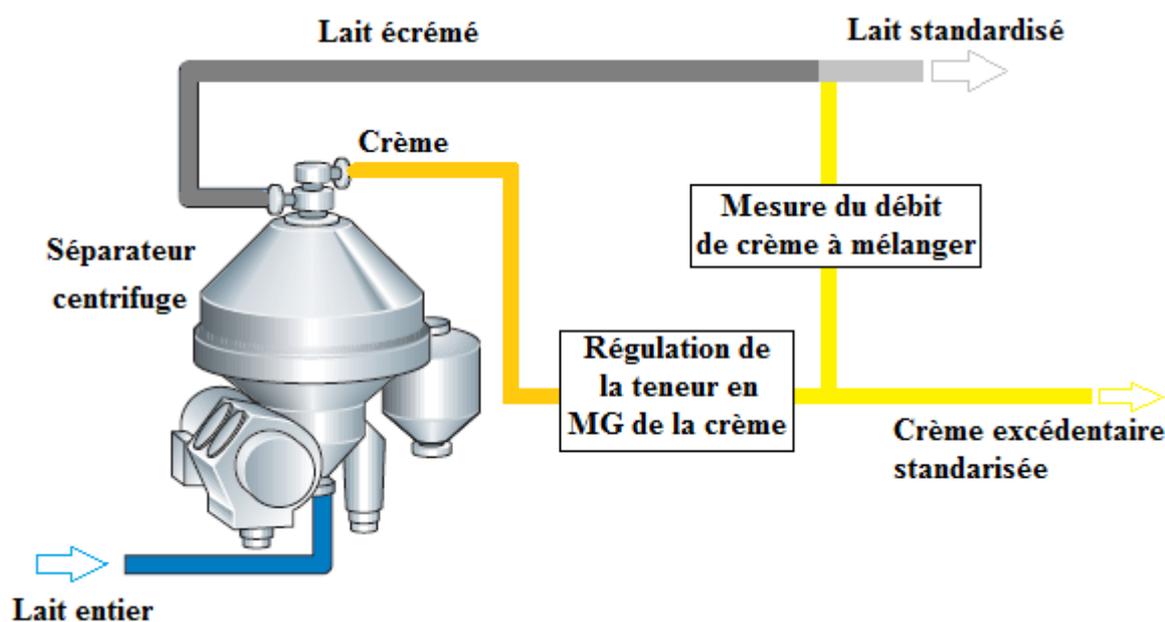


Figure I.5 : Principe de standardisation en MG dans une unité de traitement du lait.

2. Traitement thermique (pasteurisation-stérilisation)

Le lait subit un traitement thermique dans le but de détruire les germes pathogènes et indésirables et inactiver les enzymes mais aussi pour le préchauffer pour une éventuelle opération de séparation (**écrémage**) ou d'**homogénéisation**.

3. Homogénéisation

L'homogénéisation du lait évite la remontée de la crème pendant la coagulation et améliore la rétention de l'eau et la fermeté du produit fini. Elle est réalisée dans le cas des laits gras à une pression de $25 \cdot 10^6$ Pa à 55–60 °C (pendant la pasteurisation). L'homogénéisation entraîne principalement le fractionnement des globules gras en des globules plus petits. Le lait est forcé dans un étroit orifice, à vitesse élevée afin de réduire le diamètre des globules à 1 micron.

L'homogénéisateur est en général constitué par une pompe à piston à haute pression qui refoule le produit dans une cavité où les globules sont découpés à travers des fentes étroites (**fig. I.6**).

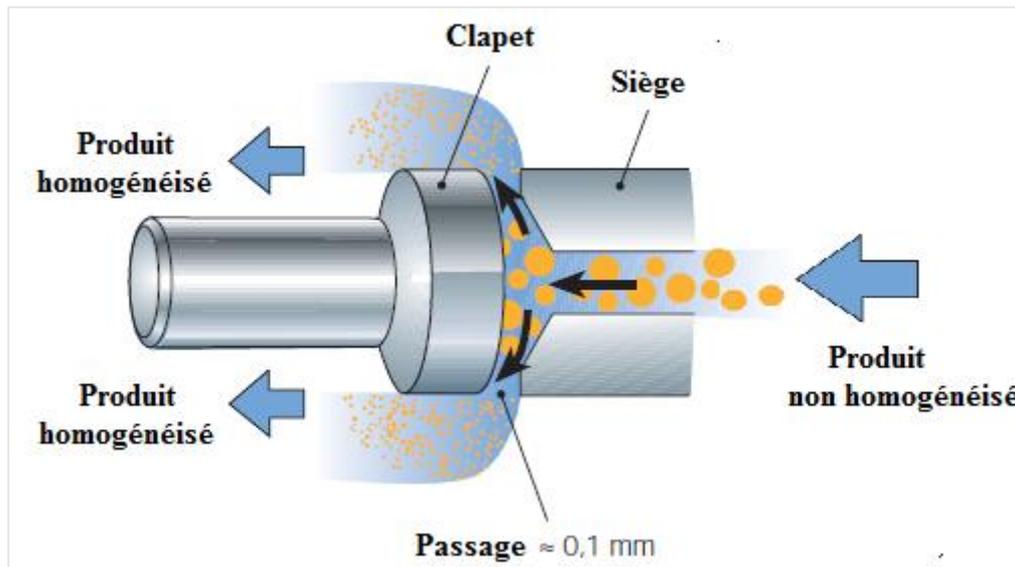


Figure I.6 : Principe d'homogénéisation du lait par fractionnement.

4. Fermentation

L'ensemencement de bactéries lactiques homofermentaires (*Lactobacillus bulgaricus* et *Streptococcus thermophilus*) dans le lait homogénéisé provoque la fermentation de celui-ci. Les deux espèces microbiennes confèrent au lait un caractère acide et permettent la production de composés aromatiques. Pour les yaourts fermes, le mélange lait/ferments est soutiré et l'acidification se fait en pots. Pour les yaourts brassés, le lait est acidifié en cuve. La phase d'incubation du mélange lait/ferments dure entre 2h30 et 3h30 pour des températures allant de 42 à 45 °C. Les températures optimales de développement des ferments du yaourt sont de 37 à 42 °C pour *Streptococcus thermophilus* et de 45 à 47 °C pour *Lactobacillus bulgaricus*.

5. Refroidissement

Lorsque l'acidité est atteinte (~70–80 °D), on procède à un refroidissement rapide pour arrêter la fermentation. L'acidité du yaourt est exprimée en degré Dornic (°D). Le refroidissement à 2–5 °C est réalisé après conditionnement dans des chambres froides fortement ventilées ou dans un tunnel de froid ou encore au moyen d'un échangeur de chaleur.

6. Brassage et conditionnement

Le brassage permet d'améliorer l'onctuosité du produit, il est réalisé par agitation mécanique. Pour les yaourts fermes, l'ajout du sucre et des arômes se fait suite à l'ensemencement alors que pour les yaourts brassés, l'addition de fruits se fait juste après le refroidissement.

C. Procédé de production de la crème et du beurre

Les opérations de préparation du beurre et de la crème pasteurisée ainsi que la crème maturée sont présentées dans la **figure I.7**.

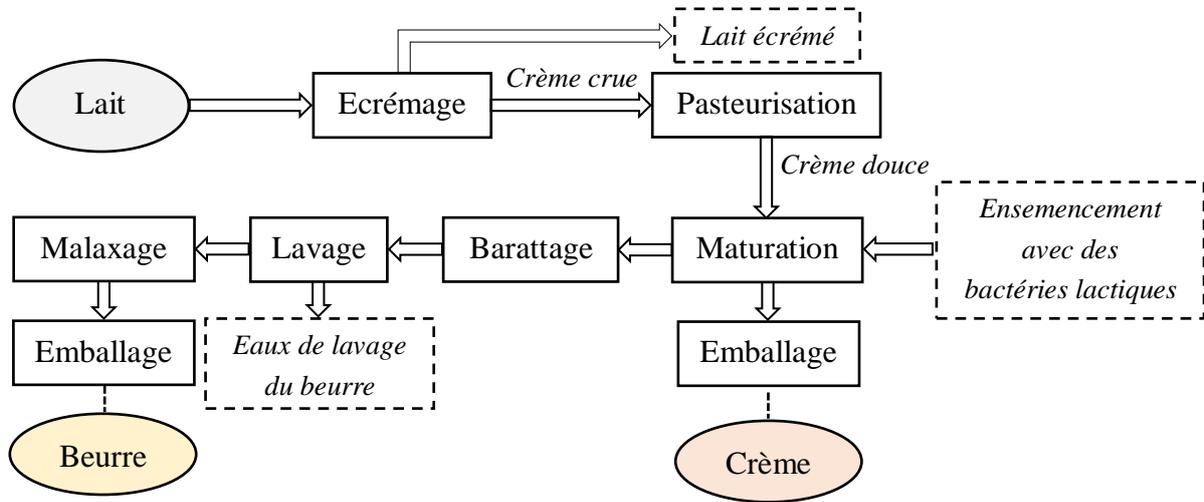


Figure I.7 : Procédé de production de la crème et du beurre.

1. Ecrémage

L'opération d'écémage qui consiste à séparer la crème du lait est principalement réalisée par centrifugation dans une **écrémeuse-centrifugeuse** tel c'est montré dans la **figure 8**.

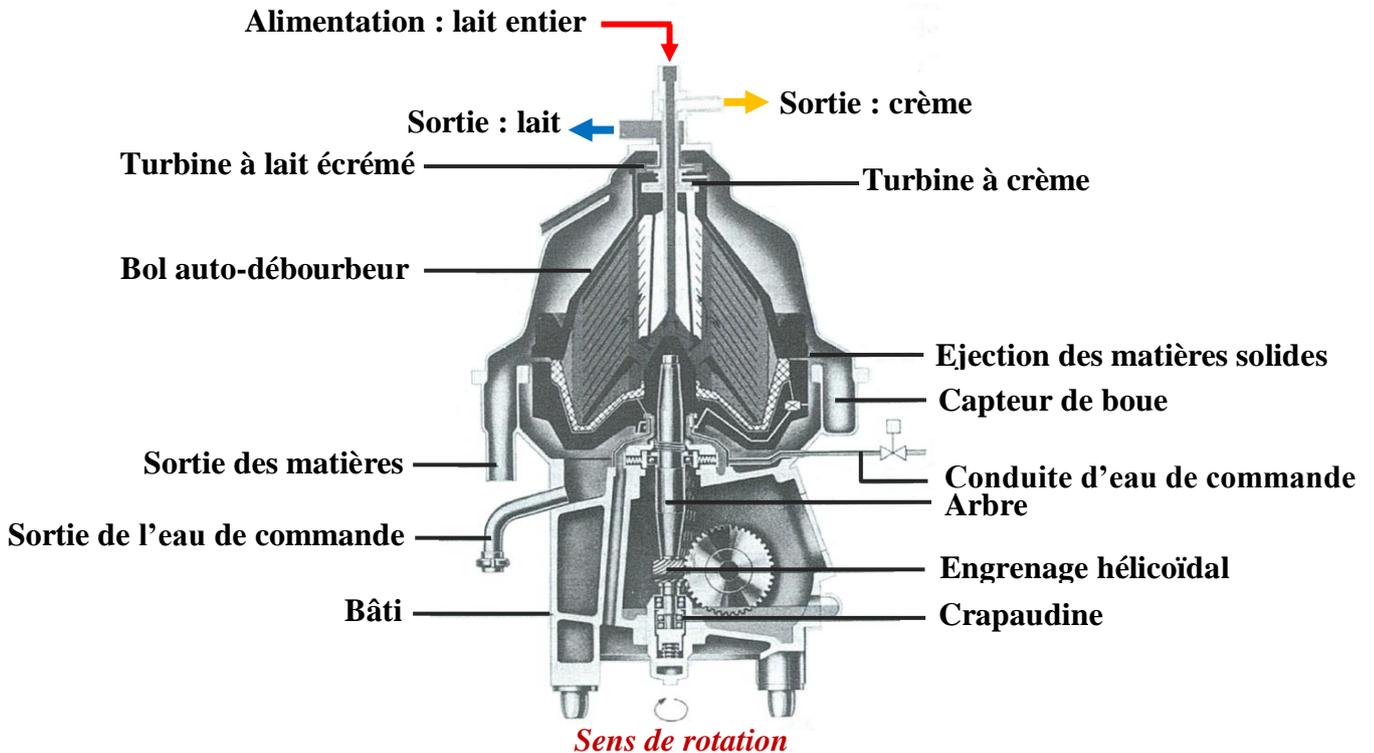


Figure I.8 : Principe d'une écrémeuse industrielle à débouillage automatique (Alfa Laval).

La crème du lait était traditionnellement récupérée par **décantation** puisque après avoir laissé le lait au repos, les globules gras qui sont plus légers que la phase dispersante remontent à la surface. Afin d'accélérer ce processus, l'écémage est réalisé dans une écrémeuse (**fig. I.8**) dont le principe repose sur la force centrifuge à laquelle sont soumises les particules du lait. Les éléments les plus lourds gagnent les parois tandis que les corps gras (la crème) se rassemblent au centre. Plus la température est élevée (50 à 60 °C), le milieu devient moins visqueux, ce qui favorise la séparation des phases du lait.

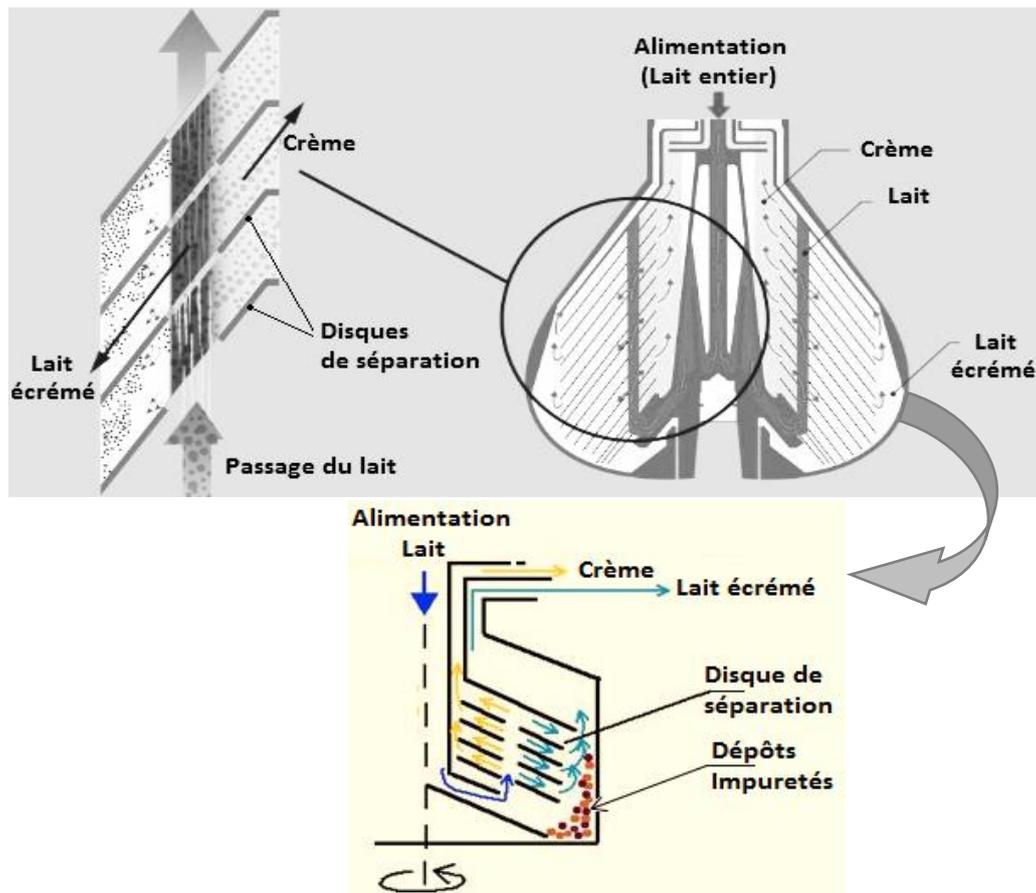


Figure I.9 : Séparation du lait au niveau des disques tournant dans le bol de l'écémeuse.

D'après les **figures I.8** et **I.9**, le lait est introduit dans un bol cylindro-conique en rotation muni d'un ensemble de plateaux (disques ou assiettes) qui séparent le lait en couche mince et qui présentent des trous formant des canaux dans lesquels chemine le lait. Sous l'action de la force centrifuge les globules gras vont au centre du bol et le lait écrémé aux bords car il représente la phase la plus lourde. Le lait écrémé et la crème sont évacués séparément en haut du bol. Cette technique permet également l'épuration du lait car les impuretés (poussières, terre, herbes, etc.), les micelles de caseines et certains micro-organismes peuvent s'accumuler sur les parois. Des débourbages (nettoyages) en continu permettent d'éliminer ces dépôts.

2. Pasteurisation

A l'exception de la crème crue, toutes les crèmes fraîches subissent un traitement thermique de pasteurisation à la sortie de la centrifugeuse, à une température qui peut atteindre 90–95 °C afin de détruire les micro-organismes et certaines enzymes. La crème (taux de matière grasse entre 35–45 %) est ainsi prête à l'**ensemencement** après l'opération de **refroidissement**.

3. Maturation

Après pasteurisation, la crème est **ensemencée** par des bactéries lactiques sélectionnées pour leur capacité à développer des arômes et acidifier la crème. Au bout de quelques heures, cette légère acidification agit sur la texture, et donne son épaisseur à la crème. La maturation s'effectue entre 12 °C et 18 °C.

4. Barattage

Dans la **baratte** (**fig. I.10**), lors de l'agitation énergique de la crème, les globules gras s'éclatent sous l'effet des chocs mécaniques. Des petits grains de beurre se forment et se soudent entre eux puis se séparent d'un liquide dans lequel ils baignent, le babeurre (petit-lait). Le beurre est une émulsion de type eau dans l'huile donc lorsque le lait et la crème tournent en beurre, il se produit une inversion de phase de l'émulsion huile dans l'eau en émulsion eau dans l'huile.

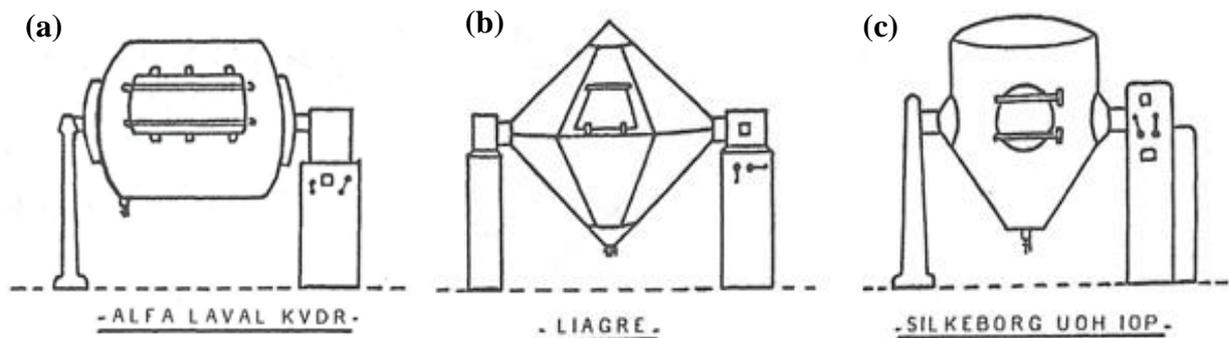


Figure I.10 : Barattes de forme. (a) cylindrique (b) conique et (c) cylindro-conique.

5. Lavage et malaxage

Les grains de beurre sont **égouttés**, et **lavés** à l'eau pure pour éliminer les traces de babeurre, puis **malaxés** pour perfectionner leur agglomération et répartir uniformément les gouttelettes d'eau dans la pâte du beurre. L'eau du premier lavage du grain de beurre est intéressante à recycler, puisque son extrait sec est de l'ordre de 1 à 2 %, de plus, on limite la charge polluante des eaux résiduaires. Le salage est réalisé pendant le malaxage.

A l'échelle industrielle l'utilisation d'un **butyrateur** (**fig. I.11**) permet de rassembler les mêmes opérations que le barattage classique (barattes-égouttage-lavage-malaxage) mais en mode continu et dans un temps relativement court. Grâce à un batteur rotatif qui agit sur une couche mince de crème, le butyrateur assure une inversion des phases crème-beurre en quelques secondes et permet aussi de réaliser le lavage, le salage et le malaxage simultanément. L'intérêt avec la technique industrielle est d'une part la possibilité de traiter des crèmes moins concentrées en matière grasse et d'autre part, des gains de productivité considérables.

La **figure I.11** montre le principe de fonctionnement en continu d'un butyrateur (vue en coupe). Grâce à un batteur rotatif qui agit sur une couche mince de crème, il se forme des amas de globules qui grossissent. Les vis hélicoïdales permettent de remonter ces amas vers l'avant de la machine. L'égouttage permet alors d'éliminer le babeurre. Le lavage et le malaxage sous vide éliminent l'air inclus et répartissent l'eau en fine gouttelettes.

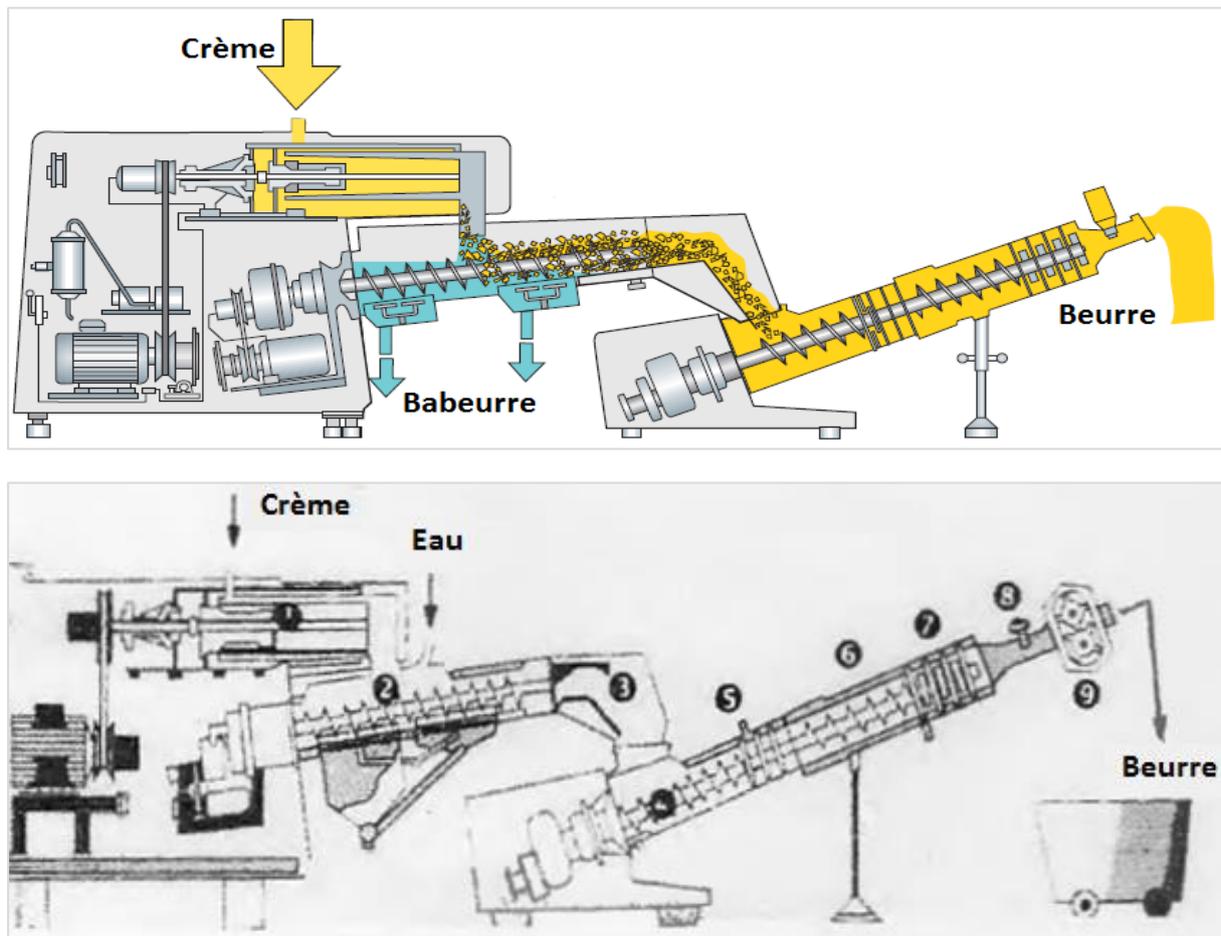


Figure I.11 : Principe de fonctionnement d'un butyrateur.

- (1) cylindre de barattage ; (2) séparation du babeurre et lavage (addition d'eau) ; (3) ajustement d'humidité ; (4) malaxage ; (5) injection de sel, d'arôme et d'acide lactique ; (6) malaxage sous vide ; (7) malaxage final ; (8) contrôle ; (9) pompe d'extraction du beurre.

D. Comment peut-on obtenir du fromage à partir du lait ?

Le fromage est un produit laitier, fermenté ou non, affiné ou non, obtenu par égouttage après coagulation du lait, de la crème, du lait partiellement ou totalement écrémé ou de leur mélange.

1. Familles des fromages

On distingue les fromages blancs et frais (petits suisses), les fromages fermentés (à pâte molle et à pâte pressée), les fromages fondus et les fromages de chèvre.

- **Les fromages blancs frais (ou à pâte fraîche) :** sont des fromages non affinés, ils sont de couleur blanche, fabriqués avec du lait de vache, de chèvre ou de brebis. Ce sont des fromages à égouttage lent, n'ayant subi que la fermentation lactique. Parmi les fromages frais, on distingue les petits suisses et les demi-sels. Tous les fromages frais sont immédiatement réfrigérés, il s'agit d'un produit laitier ultra-frais.

- **Le fromage fondu :** est le produit de la fonte d'un fromage ou d'un mélange de fromages avec addition éventuelle d'autres produits laitiers, tels que le lait en poudre, la caséine et le concentré de petit lait, avec adjonction ou non de sels minéraux, épices et aromates.

- **Les fromages affinés :** sont produits après coagulation, décaillage et égouttage du caillé. Au besoin, la surface des fromages est ensuiteensemencée en pulvérisant un champignon (moisissures internes) selon le type de fromages. Le séjour en cave d'affinage dure entre 2 semaines et plusieurs mois. On distingue les fromages à pâte molle et les fromages à pâte pressée ou ferme :

- **Fromages à pâte molle :** sont des fromages dont la pâte n'est ni cuite ni pressée et qui peuvent comporter des moisissures internes tels que : Camembert, Brie, etc.
- **Fromages à pâte pressée ou ferme :** sont des fromages qui ont subi une ou plusieurs pressions et qui peuvent comporter des moisissures internes tels que : Gruyère, Emmental.

- **Le fromage de chèvre :** est un fromage préparé exclusivement avec du lait de chèvre. Lorsque le lait employé est un mélange de lait de chèvre (minimum 25 %) et de lait de vache, la dénomination légale est le fromage mi-chèvre. Les fromages de chèvre sont essentiellement soit des pâtes molles à croûte naturelle ou fleurie, soit des pâtes fraîches.

2. Procédé de fabrication du fromage

Le procédé de fabrication du fromage est présenté dans la **figure I.12**. Le lait collecté est **filtré** puis **stocké** jusqu'à sa transformation. Pour assainir le lait, celui-ci subit un traitement de **pasteurisation**. La première étape consiste à ajuster la quantité de matière grasse et /ou protéique du lait. En principe, le lait de fromagerie n'est pas homogénéisé. Ensuite, le lait est **coagulé** par adjonction de **ferments** et de **présure**. Après **décaillage** ou **découpage** du **caillé** viennent les étapes de **moulage** et d'**égouttage**. L'égouttage en moules permet de séparer le caillé du **lactosérum** (sérum). Dès que le caillé est obtenu (acidité et fermeté vérifiées), on procède au **soutirage** du sérum résiduel. Le caillé peut être mis en pots pour la production de fromage frais, il peut être battu pour produire des fromages blancs lisses et éventuellement additionné de crème ou d'autres ingrédients, salé ou aromatisé. Puis viennent les opérations de **salage**, **séchage** et enfin l'opération d'**affinage** qui détermine les caractéristiques du fromage.

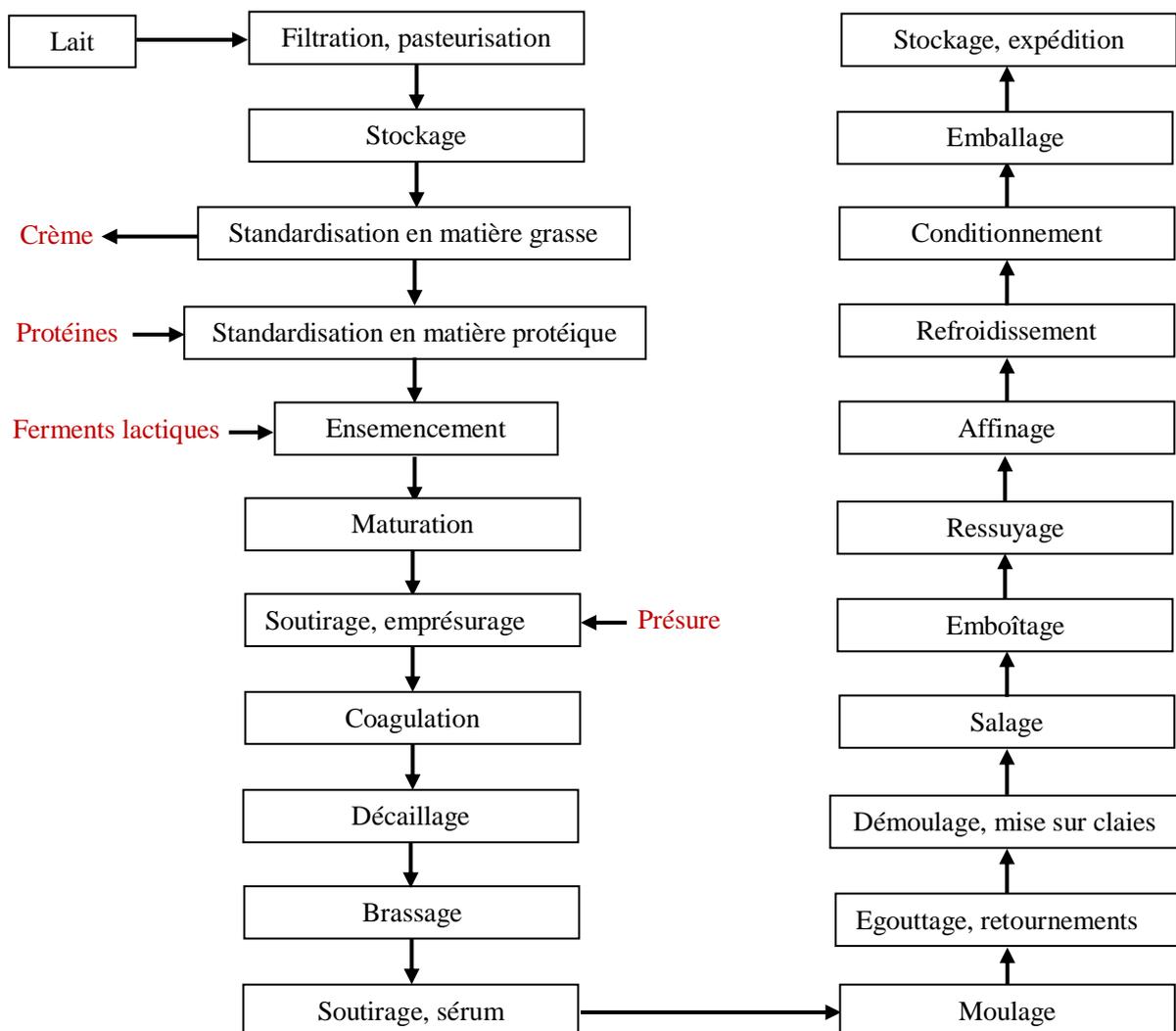


Figure I.12 : Procédé de fabrication généralisé pour différentes familles de fromages.

✓ **Coagulation**

Le lait sous l'influence de la présure ou d'acide lactique (ferments), subit une flocualtion ou caillage qui donne un coagulum ou caillé (gel). Après égouttage, le coagulum se sépare en deux phases, une phase liquide qui constitue le lactosérum et l'autre solide, c'est le fromage.

✓ **Egouttage**

C'est la phase d'élimination du lactosérum du caillé. L'égouttage peut être naturel (spontané) ou accéléré par un travail mécanique soit par découpage du caillé en morceaux ou par action d'une pression ou éventuellement une cuisson (chauffage). On peut également favoriser l'égouttage par brassage qui consiste à remuer les grains de caillé dans le sérum. On distingue l'égouttage en cuve, l'égouttage au moulage et l'égouttage sous presse.

✓ **Affinage**

Au cours de cette étape, le fromage perd de l'eau, forme sa croûte et dans, la masse, se déroulent la destruction du lactose, l'hydrolyse limitée de la matière grasse et la protéolyse de la caséine. L'affinage s'effectue dans des locaux (caves) climatisés, où la température et le pourcentage en humidité sont contrôlés. Les caves sont fraîches (températures variant de 10 à 12 °C pour les plus fraîches et de 15 à 18 °C pour les moins fraîches) et humides (degré hygrométrique de 85 à 95 %). Le séjour en cave d'affinage varie selon les fromages (3 semaines dans les cas les plus rapides, elle peut atteindre 4 mois pour certains fromages).

☞ **Remarque**

Si le lait n'a pas la qualité requise pour la fabrication de fromage, le coagulum est mou, l'adjonction de 5 à 20 grammes de chlorure de calcium (CaCl_2) par 100 kg de lait suffit pour obtenir un temps de coagulation constant et conférer au coagulum une fermeté suffisante.

Si le lait de fromagerie contient des spores butyriques (*clostridions*) ou des bactéries *coliformes*, des problèmes de fermentation peuvent se poser. Pour lutter contre ces bactéries, il est possible d'utiliser du salpêtre (nitrate de sodium, NaNO_3 , ou de potassium, KNO_3). La dose maximale autorisée est d'environ 30 grammes de salpêtre par 100 kg de lait. L'utilisation du salpêtre (interdit pour risques médicaux) est de plus en plus remplacée par un traitement du lait dans une unité de microfiltration ou un **bactofuge**. Le **bactofugation** est un procédé par lequel un séparateur centrifuge hermétique de conception spéciale (bactofuge) sépare du lait, les bactéries et notamment les spores formées par des souches de bactéries particulières.

I.3. Notions fondamentales associées aux procédés

I.3.1. Système thermodynamique

a. Définition d'un système

Un **système** est une partie de l'univers constituée par l'objet que l'on désire étudier. Lorsqu'on parle de système, on isole cet objet par la pensée du reste de l'univers qui est appelé **milieu extérieur**. La **frontière** ou encore la limite du système définit ce qui est intérieur et extérieur à ce système (**fig. I.13**).

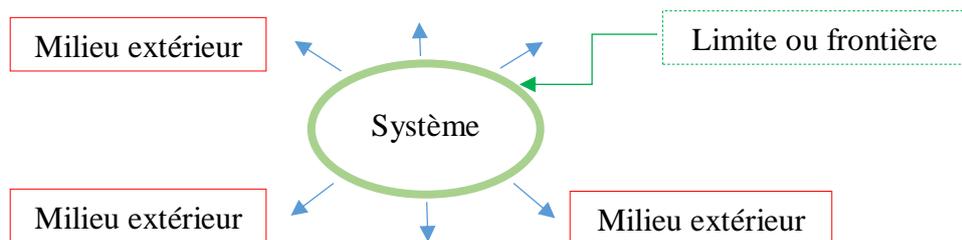


Figure I.13 : Description de la notion d'un système.

Les échanges entre le système et le milieu extérieur sont généralement dus aux forces de pression (interactions mécaniques), et aux transferts de chaleur et de matière. La nature de la frontière détermine l'échange entre le système et le milieu extérieur. On peut distinguer un système (**fig I.14**) :

- **Ouvert** : échanges de matière et d'énergie avec le milieu extérieur, l'échange d'énergie peut se faire sous forme de travail des forces de pression ou sous forme de chaleur.
- **Fermé** : échange d'énergie mais pas de matière avec le milieu extérieur.
- **Isolé** : il n'y a pas d'échange ni de matière ni d'énergie avec le milieu extérieur.

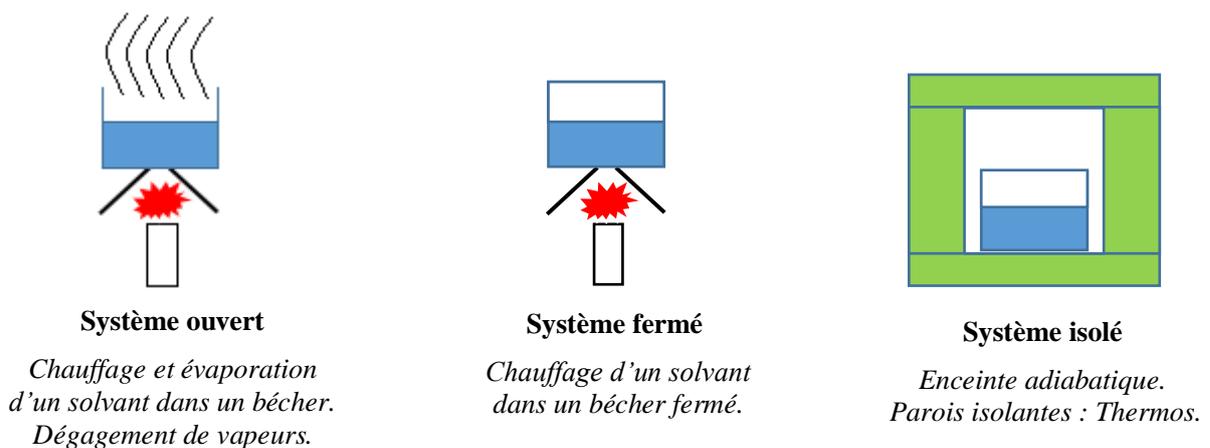


Figure I.14 : Echanges de matière et d'énergie avec le milieu extérieur.

b. Variable, fonction d'état et composition d'un système

Un système est caractérisé par son **état** (physique : solide, liquide ou gazeux). L'état est décrit par les valeurs que prennent un ensemble de variables ou paramètres appelés **variables d'état**. On peut choisir des variables facilement mesurables sinon des variables dépendantes appelées **fonctions d'état**.

☞ Exemple

Soit un gaz défini par les variables d'état : $n = 1$ mole, $T = 273$ K (0 °C), et $P = 1$ atm. Puisque les fonctions d'état sont dépendantes, elles sont reliées par des équations appelées **équations d'état**, alors le volume V du gaz, qui est une fonction d'état, sera déduit de variables connues, en appliquant l'équation d'état des gaz parfaits ($PV = nRT$). On peut définir une autre fonction d'état appelée **enthalpie H** , c'est la quantité d'énergie qu'un système peut échanger avec le milieu extérieur. elle est également appelée chaleur de réaction.

⊕ Un système est en état d'équilibre si les variables d'état qui le caractérisent sont les mêmes en tout point de ce système.

Une **grandeur extensive** est une variable d'état additive liée aux dimensions du système et à la quantité de matière. Par contre, une **grandeur intensive** est une variable d'état qui ne dépend pas de la quantité de matière de ce système. Elle est définie en chaque point du système et ne possède pas la propriété d'additivité. Si l'on considère le cas d'un gaz dont l'état est décrit par un ensemble de variables (P, V, n, R, T). Le volume, la masse et la quantité de matière constituent les variables extensives tandis que la température et la pression sont des variables intensives.

Un système comportant **une seule phase** est dit **homogène**, sa composition est la même en chaque point du système tel qu'un mélange homogène (soluté soluble dans un solvant). Un système comportant **plusieurs phases** distinctes est dit **hétérogène**, on peut citer l'exemple de mélanges hétérogènes : suspension, émulsion, mélange de solide de taille différente, etc. **Les produits alimentaires** sont des **milieux polyphasiques et hétérogènes**. Ils sont constitués principalement d'eau, de glucides (sucres), de lipides (matières grasses), de protides qui englobent les acides aminés et les protéines, de sels minéraux et de vapeur d'eau et d'air pour les produits foisonnés ou poreux. Par exemple, le lait peut sembler homogène à l'œil nu. Pourtant, dans le lait laissé au repos, les globules gras remontent à la surface et forment une couche, ce système pourrait alors être considéré comme étant un mélange hétérogène.

I.3.2. Grandeurs physiques usuelles

a. Fractions et masse moléculaire moyenne d'un mélange

Soit un mélange de volume V_T contenant j constituants ($i = 1, 2, 3, \dots, j$).

- La **fraction molaire** x_i d'un constituant (i) dans le mélange :

$$x_i = \frac{n_i}{\sum_j n_i} = \frac{n_i}{n_T} \text{ avec } \sum_j x_i = 1$$

n_i : nombre de moles du constituant (i) ;

n_T : nombre de moles total de tous les constituants du mélange.

Pour un **mélange binaire (A-B)** :

$$x_A = \frac{n_A}{n_T} = \frac{n_A}{n_A + n_B} \text{ avec } x_A + x_B = 1$$

- La **fraction massique** \bar{x}_i d'un constituant (i) dans le mélange :

$$\bar{x}_i = \frac{m_i}{\sum_j m_i} = \frac{m_i}{m_T} \text{ avec } \sum_j \bar{x}_i = 1$$

m_i : masse du constituant (i) ;

m_T : masse totale de tous les constituants du mélange.

Pour un **mélange binaire (A-B)** :

$$\bar{x}_A = \frac{m_A}{m_A + m_B} = \frac{m_A}{m_T} \text{ avec } \bar{x}_A + \bar{x}_B = 1$$

- La **fraction molaire relative** de deux constituants **A** et **B** :

$$X_A = \frac{n_A}{n_B} \text{ et } X_B = \frac{n_B}{n_A}$$

- La **fraction massique relative** de deux constituants **A** et **B** :

$$\bar{X}_A = \frac{m_A}{m_B} \text{ et } \bar{X}_B = \frac{m_B}{m_A}$$

- La **masse moléculaire moyenne d'un mélange** prend en compte en plus des masses molaires des constituants du mélange, leurs fractions molaires :

$$M = \frac{\sum_j M_i x_i}{\sum_j x_i} \text{ avec } \sum_j x_i = 1$$

$$M = M_1 x_1 + M_2 x_2 + M_3 x_3 + \dots + M_i x_i \text{ (g.mol}^{-1}\text{)}$$

b. Concentrations, masse volumique et pressions d'un mélange

Soit un mélange de volume V_T contenant j constituants ($i = 1, 2, 3, \dots, j$).

- La **concentration molaire d'un constituant** (i) dans le mélange, C_i :

$$C_i = \frac{n_i}{V_T} \text{ (mol.L}^{-1}\text{)}$$

La **concentration molaire du mélange**, C :

$$C = C_1 + C_2 + C_3 + \dots + C_j$$

$$C = \frac{n_T}{V_T}$$

- La **concentration massique d'un constituant** dans le mélange, \bar{C}_i :

$$\bar{C}_i = \frac{m_i}{V_T} \text{ (g.L}^{-1}\text{)}$$

La **concentration massique du mélange**, \bar{C} :

$$\bar{C} = \bar{C}_1 + \bar{C}_2 + \dots + \bar{C}_j = \frac{m_1 + m_2 + m_3 + \dots + m_j}{V_T}$$

- La **masse volumique d'un mélange** est définie par :

$$\rho = \frac{m_1 + m_2 + m_3 + \dots + m_j}{V_T} = \frac{m_T}{V_T} \text{ (kg.m}^{-3}\text{)}$$

- La **pression partielle P_i d'un constituant** (i) dans un mélange de gaz :

$$P_i = x_i \cdot P_T$$

P_T étant la **pression totale du mélange** :

$$P_T = \sum_j P_i$$

☞ **Remarque**

Dans l'équation des gaz parfait ($PV = nRT$), la valeur de R qui représente la constante des gaz parfaits varie suivant l'unité de la pression :

$$R = 8,314 \text{ J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1} \{P \text{ (Pa)}, V \text{ (m}^3)\}; R = 0,082 \text{ L.atm.mol}^{-1}.\text{K}^{-1} \{P \text{ (atm)}, V \text{ (L)}\}.$$

c. Notions de débit (flux)

Le **débit** est une grandeur quantitative exprimée en moles, masse ou volume, qui à chaque unité de temps passe à travers une section de passage.

☞ Exemple

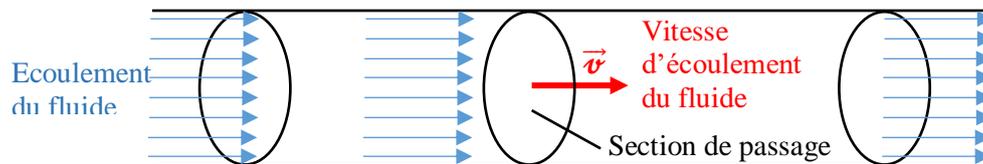


Figure I.15 : Ecoulement d'un fluide dans une conduite circulaire.

Dans ce cas, la section de passage est la surface cylindrique à travers laquelle s'écoule le fluide.

- Le **débit molaire \dot{n}** : C'est la quantité de matière n (ou nombre de moles) qui s'écoule à travers la section de passage en un temps t .

$$\dot{n} = \frac{n}{t} \text{ (mol.s}^{-1}\text{)}$$

- Le **débit massique \dot{m}** : C'est la masse du fluide qui se déplace à travers la section de passage S par une unité de temps t .

$$\dot{m} = \frac{m}{t} = \boldsymbol{v} \cdot \boldsymbol{S} \cdot \boldsymbol{\rho} \text{ (kg.s}^{-1}\text{)}$$

- Le **débit volumique \dot{V}** : C'est le volume de fluide qui traverse la section de passage S pendant un intervalle de temps t .

$$\dot{V} = \frac{V}{t} = \boldsymbol{v} \cdot \boldsymbol{S} \text{ (m}^3\text{.s}^{-1}\text{)}$$

m , V , ρ , et \boldsymbol{v} : masse, volume, masse volumique et vitesse du fluide, respectivement.

- La **densité de flux ou flux surfacique** : c'est la quantité de matière ou de chaleur qui traverse une section par unité de temps et de surface.

La **densité de flux molaire**, par exemple, est exprimée par :

$$\boldsymbol{J} = \frac{q_n}{S} = \frac{n}{t \cdot S} \left(\frac{\text{mol}}{\text{s} \cdot \text{m}^2} \right)$$

I.3.3. Bilans et régimes de fonctionnement

a. Comment établir un bilan ?

Pour pouvoir établir un bilan de matière ou d'énergie, il convient évidemment de choisir un système d'étude sur lequel le bilan sera établi. Généralement, on procède ainsi :

- Définir toutes les données concernant le système à étudier : constituants (matière première, réactifs, produits, etc.), composition (fraction, quantité de matière, concentrations, etc.), température, vitesse, flux ou débit, etc.
- Faire un bilan sur le système, soit un bilan global sur tout le système, ou un bilan partiel sur une section ou une partie du système ou encore un bilan élémentaire sur un élément du système (élément de volume ou de surface).
- Faire un bilan sur les composants du produit du système considéré. On peut avoir comme composants : le gras, les solides non gras (lactose, protéine), le sucre, etc.).
- Ecrire les équations de bilan et définir les inconnus : le nombre d'équations doit être égal aux nombres d'inconnues.

☞ Exemple

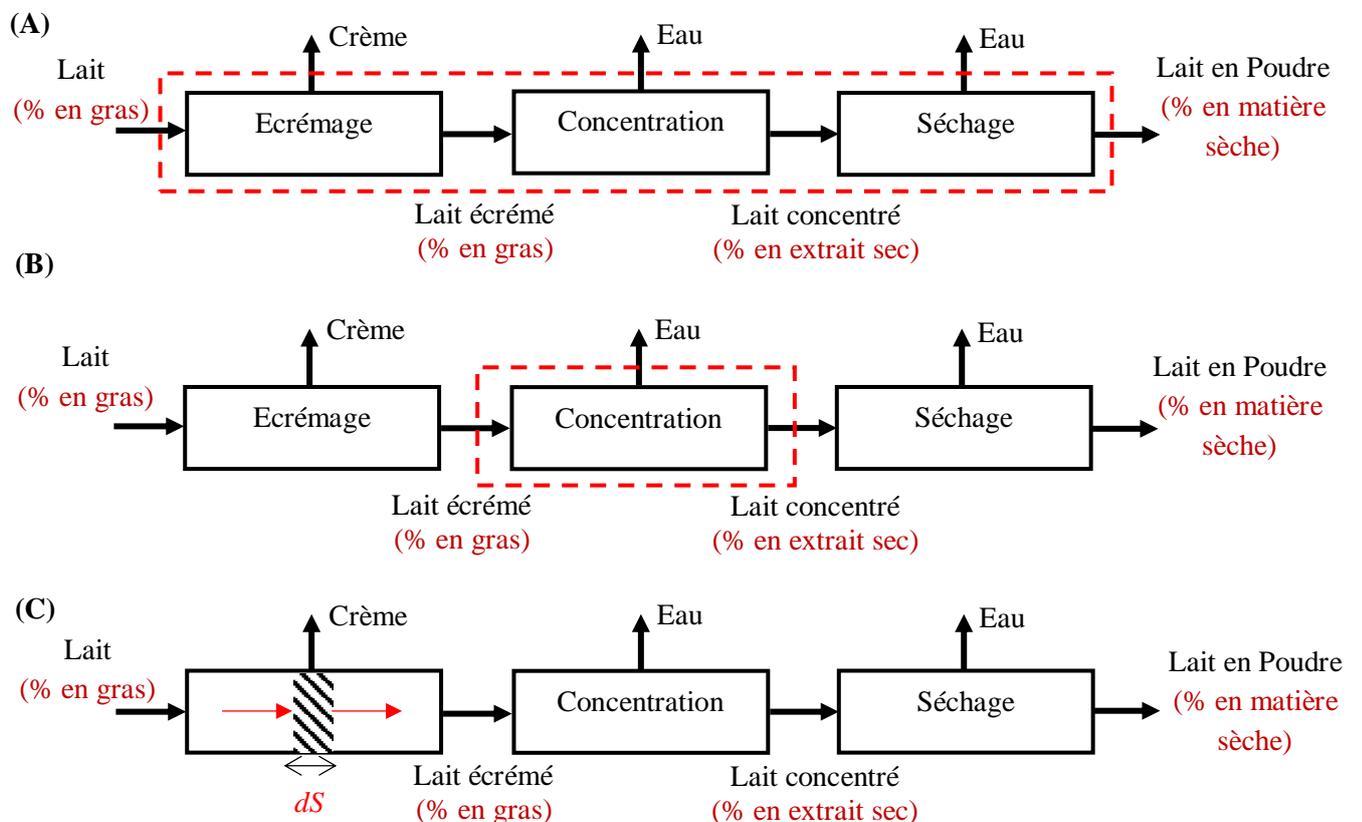


Figure I.16 : Procédé de transformation du lait en poudre.

(A) bilan global, (B) bilan partiel et (C) bilan élémentaire (dS est un élément de surface).

b. Formule générale

De façon générale la loi de conservation de la matière ou d'énergie entre l'entrée et la sortie du système considéré s'écrit sous la forme :

$$\text{Entrée} + \text{Production} = \text{Accumulation} + \text{Sortie}$$

Pour la matière, le bilan de matière s'exprime par la conservation de la masse ou de la matière. Pour le bilan d'énergie, on se contente généralement de la conservation de la chaleur (bilan thermique). En **absence de réactions** (ou dans le cas où **il n'y a pas de régénération d'énergie - énergie produite ou perdue**), il n'y aura pas de transformation de la matière (ou d'énergie), l'équation de bilan devient :

$$\text{Entrée} - \text{Sortie} = \text{Accumulation}$$

La quantité d'énergie (Q) à fournir pour chauffer un corps de masse (m) ayant une chaleur massique (C), de la température T_1 à T_2 est exprimée par : $Q = m.C (T_2 - T_1)$.

La **chaleur massique** (ou **capacité calorifique massique**) est la quantité d'énergie (chaleur) qu'il faut apporter à un corps pour élever d'un degré (1 °C ou 1 K) la température d'une unité de masse (1 kg) de ce corps. La quantité d'énergie est exprimée en Joule (J) ou watt heure (Wh), et la chaleur massique en $J.kg^{-1}.^{\circ}C^{-1}$.

▪ Réactions qui se déroulent en industrie alimentaire

Les réactions qui interviennent dans les processus de transformation des aliments sont des réactions **biologiques** ou **biochimiques** qui ont pour but de modifier (ajuster ou améliorer) le goût (composition) et l'apparence ou l'aspect et la digestibilité et les valeurs nutritives du produit alimentaire.

Ces réactions ont également pour objectifs de produire des cellules de micro-organismes, par exemple, production de la levure ou produire des molécules par action de micro-organismes, par exemple, transformation du sucre en alcool par fermentation.

On peut classer ces réactions en deux catégories :

- Réactions biochimiques non enzymatiques, telles que les réactions de brunissement de *Maillard* qui commencent par la formation de molécules associant un sucre réducteur et un aminoacide et se poursuivent par la génération de composés bruns et gouteux caractéristiques de nombreux produits. Par exemple, le lait stérilisé ou concentré possède une teinte brune.
- Les réactions biochimiques catalysées par les enzymes telles que l'hydrolyse de composés pectiques et de protéines en peptides et amino-acides.

c. Régimes de fonctionnement

Dans le cas d'une **opération continue**, opération conçue pour être stable dans le temps, les paramètres reliés à cette opération sont maintenus constants depuis un temps très grand donc l'opération est dite en état de **régime permanent**, ou **stationnaire**. On dit que l'appareil fonctionne en régime permanent.

Une **opération discontinue** évolue au contraire avec le temps, souvent de façon cyclique : « On remplit le bac, on chauffe le produit, on refroidit le produit, on vide le bac et on recommence, etc. ». L'opération est alors dite en **régime transitoire**.

En régime permanent ou stationnaire, il n'y a pas d'accumulation de matière :

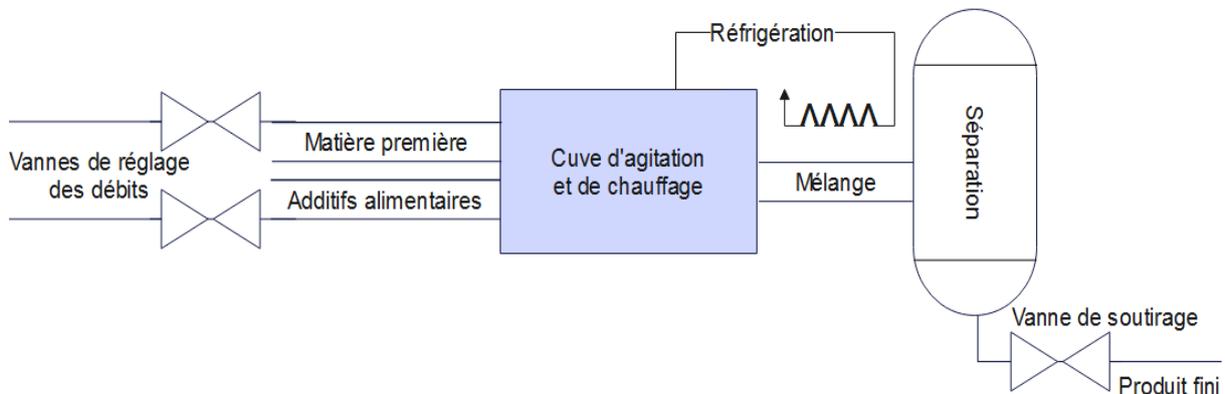
$$\text{Entrée} + \text{Production} = \text{Sortie}$$

En absence de réactions, le produit entre et sort de l'appareil à débit constant, les pressions, les températures, les concentrations, etc., restent théoriquement constantes avec le temps :

$$\text{Entrée} = \text{Sortie}$$

☞ Exemple

(A) Opération continue



(B) Opération discontinue

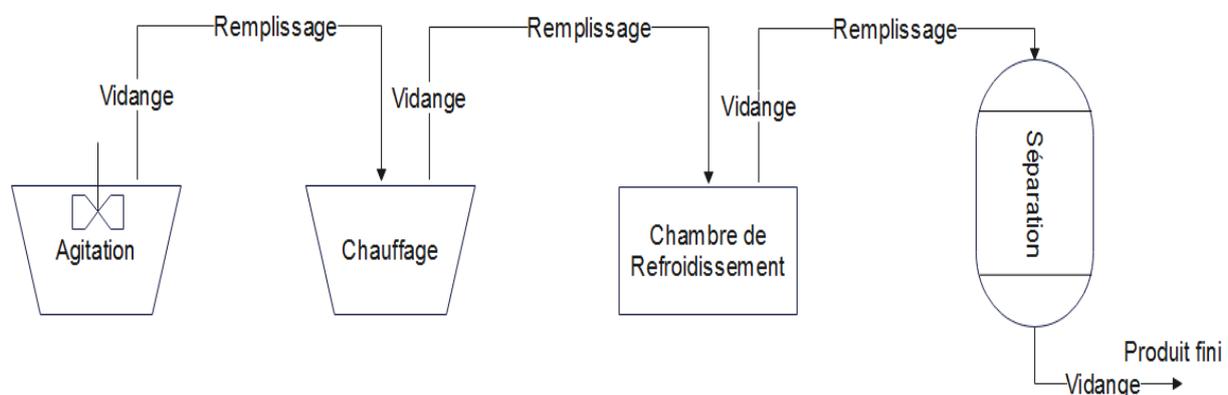
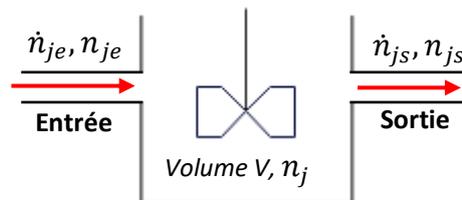


Figure I.17 : Régime de fonctionnement dans une unité de production.

Pour une opération continue, on exprime l'équation de bilan par les débits ou flux de matière ou de chaleur entrant et sortant, tandis que pour une opération discontinue, on l'exprime entre l'instant initial et l'instant final.

☞ Exemple

- Bilan de matière dans une cuve agitée en régime stationnaire : système continu.



Entrée (flux molaire, \dot{n}_{je}) : nombre de moles d'un constituant j entrant dans la cuve.

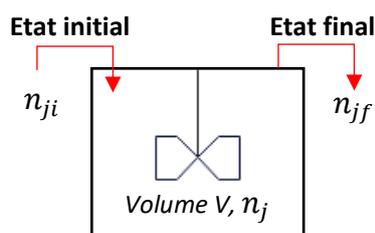
Production : c'est le nombre de moles du constituant j converti ou transformé (consommé ou produit) par réaction dans la cuve.

Sortie (flux molaire, \dot{n}_{js}) : nombre de moles du constituant j sortant de la cuve.

Accumulation : ce terme s'annule car il n'y a pas d'accumulation de la matière dans la cuve, l'opération est en régime stationnaire. L'équation de bilan devient alors :

$$\left(\begin{array}{l} \text{Flux molaire} \\ \text{du constituant } j \\ \text{entrant dans la cuve} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{Nombre de moles} \\ \text{du constituant } j \text{ transformé} \\ \text{dans la cuve pendant le temps} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{Flux molaire} \\ \text{du constituant } j \\ \text{sortant de la cuve} \end{array} \right)$$

- Bilan de matière dans une cuve agitée en régime transitoire : système discontinu/Batch.



Il n'y a pas de flux d'entrée et de sortie (réacteur discontinu).

Production : c'est le nombre de moles du constituant j converti ou transformé (consommé ou produit) par réaction dans la cuve.

Accumulation : c'est le nombre de moles ou la quantité de matière accumulée en fonction du temps, l'opération dépend du temps donc le réacteur est en régime transitoire.

$$\left(\begin{array}{l} \text{Nombre de moles} \\ \text{du constituant } j \\ \text{transformé dans la cuve} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{Nombre de moles} \\ \text{du constituant } j \\ \text{accumulé dans le temps } (dt) \end{array} \right)$$

Chapitre II

Intérêt des transferts dans les opérations des
procédés

Chapitre II : Intérêt des transferts dans les opérations des procédés

II.1. Généralités sur les opérations unitaires

Un procédé est un enchaînement ou une succession d'**opérations** permettant d'aboutir au produit fini. Ces opérations sont dites **unitaires** car elles sont fondées sur des règles de nature physique à caractère général commune à plusieurs procédés et traduisent des transformations simples.

🔗 Exemple

Une ligne de production (**fig. II.1**) est constituée des opérations suivantes :

- **Filtres** : séparation fluide/particules par passage du fluide à travers une couche poreuse.
- **Évaporateurs** : chauffage et mise en ébullition d'un liquide.
- **Séchoirs** : échanges simultanés de chaleur et de matière entre le produit et le milieu extérieur.
- **Broyeurs** : fractionnement d'une phase solide.

Ces opérations élémentaires, on les retrouve également dans d'autres lignes de production quelles que soient les conceptions particulières, les dimensions, les formes et les dénominations que prennent ces appareils dans les différentes industries. C'est pourquoi elles sont appelées opérations unitaires.

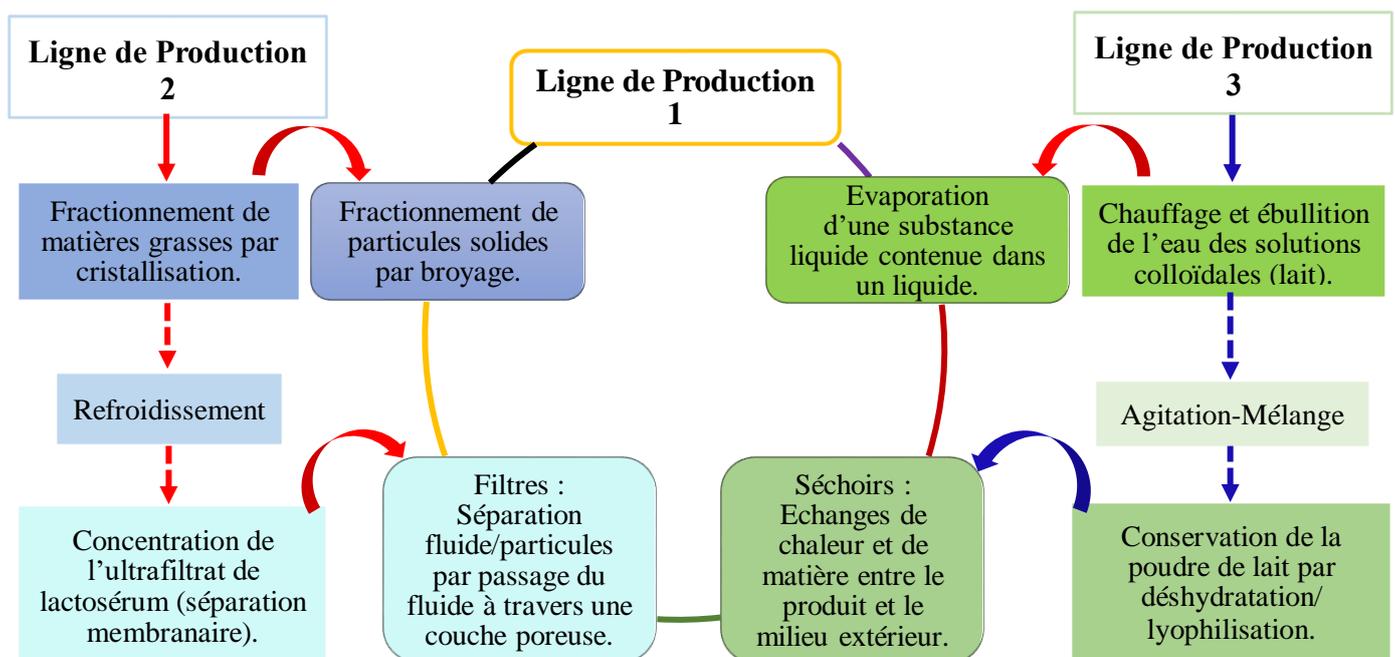


Figure II.1 : Exemple d'opérations unitaires dans trois lignes de production.

Le principe fondamental de toute opération unitaire est :

- ✓ La mise en contact intime des phases en présence pour assurer le développement des réactions, les mécanismes de transport et de transfert de matière, de chaleur et de quantité de mouvement qui ont lieu durant la chaîne de transformation.
- ✓ La séparation des constituants du mélange résultant.

On peut ainsi regrouper les opérations unitaires en :

- Opérations de classification et de réduction de taille des solides.
- Opérations de séparation.
- Opérations de mélange et de texturation.
- Opérations de conservation et de stabilisation.
- Opérations de conditionnement, etc.

Le principe des opérations unitaires est basé sur les transferts mis en jeu. Toutes les opérations unitaires (sauf celles de classification de solides) sont basées sur le transfert de quantité de mouvement qui constitue les frottements et les pertes de charge entre une phase fluide et une surface généralement solide. Les opérations unitaires peuvent être classées selon le type de transfert. Ainsi, deux grandes catégories d'opérations se distinguent :

1. Opérations unitaires sans transferts de matière et de chaleur : elles s'appliquent à des mélanges comprenant des phases différentes (suspensions : liquide-solide, gaz-solide ou gaz-liquide, émulsions : liquide-liquide).

- Les opérations de séparations physiques (ou mécaniques), les plus utilisées dans ce cas sont la décantation gravitaire, la centrifugation, et la filtration.
- Les opérations de classification de solides se basant sur le tri en fonction de la granulométrie. On peut citer le tamisage, alors que les opérations de modification de ces solides se réalisent par broyage ou frittage, etc.

2. Opérations unitaires avec transfert de matière et /ou de chaleur : elles s'appliquent aux mélanges homogènes qu'elles séparent en corps purs, on peut citer l'opération de :

- Evaporation, qui sépare un liquide volatil d'un mélange (concentration de jus de fruits).
- Cristallisation, qui sépare un composé insoluble d'un mélange (purification du saccharose).
- Séchage qui élimine un liquide volatil imbibant un solide ou un liquide (lait et dérivés).
- Extraction solide-liquide qui repose sur le partage d'un constituant entre deux phases (extraction de l'huile d'amande à partir des amandes palmistes par l'hexane).

Plusieurs opérations unitaires sont basées sur des transferts simultanés.

II.2. Notions sur les phénomènes de transfert

Les opérations élémentaires, nécessaires pour l'étude des différentes transformations des matières premières d'origine agricole en produits finis alimentaires, sont principalement liées à trois types de transferts : **transfert de chaleur**, **transfert de matière**, et **transfert de quantité de mouvement**. Ces transferts résultent de la différence que constitue une grandeur physique entre deux points d'un système donné.

- Le transfert de matière est dû au déplacement de la matière d'un point concentré vers un point moins concentré.
- Le transfert de chaleur est dû au déplacement de la chaleur d'un endroit chaud vers un endroit froid.
- Le transfert de quantité de mouvement est dû au déplacement de la quantité de mouvement d'un point animé d'une vitesse donnée vers un point animé d'une vitesse inférieure.

On distingue les transferts par **conduction (diffusion)** et par **convection**.

Transfert par conduction : le transfert a lieu dans un système considéré immobile dans la direction du transfert (n'autorise aucun déplacement de ses éléments).

Transfert par convection : ce mode de transfert est induit par la différence de masse volumique, liée au mouvement d'ensemble imposé au fluide.

Dans le secteur agroalimentaire :

Les transferts de matière régissent les opérations d'extraction par solvant, filtration membranaire (osmose inverse), salage, diffusion d'un colorant alimentaire dans un produit, etc.

Les transferts de chaleur interviennent dans les opérations de stérilisation, pasteurisation, évaporation, cuisson, appertisation, lyophilisation, blanchiment, etc.

Les transferts de quantité de mouvement sont liés aux opérations de brassage, mélange, filtration, écrémage, extraction par pression, etc.

Ces transferts sont souvent couplés et liés. Le transfert de la quantité de mouvement, on le retrouve généralement dans toutes les opérations élémentaires de transformation de la matière. Il est indispensable d'étudier ces modes de transferts, qui interviennent dans les opérations de base qui constituent les processus de transformation et de fabrication des aliments.

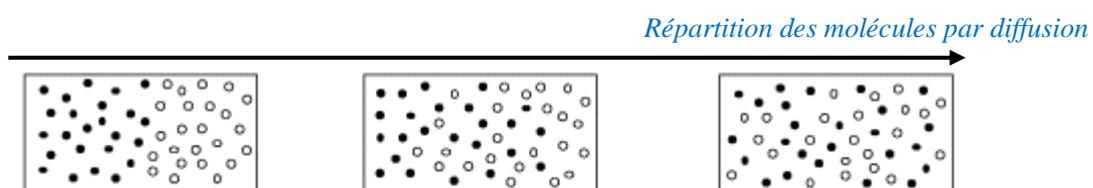
II.3. Transfert de matière

II.3.1. Généralités sur le transfert de matière

Dans un fluide constitué d'une seule phase en écoulement, en régime stationnaire, c'est-à-dire, un écoulement où toutes les grandeurs qui décrivent le fluide sont indépendantes du temps, aussi bien qu'il existe une différence de concentrations, on observe une évolution spontanée vers l'**uniformité** (égalité) de ces concentrations. Ce phénomène qui est dû à l'interaction entre les molécules est appelé **diffusion moléculaire**. La diffusion moléculaire tend alors à amener tout système à l'**équilibre thermodynamique** (stabilité). Donc, la diffusion est due à une **différence** ou à un **gradient de concentrations** entre deux points. Le constituant migre d'un point où la concentration est élevée vers un point où la concentration est moins élevée, ce qui constitue le sens ou la **direction** de la diffusion qui est arrêtée lorsque les concentrations entre les deux points sont égales, on dit alors que la diffusion est **discontinue**. La diffusion des molécules dans un fluide a lieu par **agitation moléculaire**. Lorsque ces molécules sont entraînées dans un courant de fluide naturel ou forcé, le mode de transfert de matière est dit **convectif**. On parle alors soit de **convection naturelle** si le mouvement du fluide est naturel ou de **convection forcée** dans le cas où le mouvement du fluide est imposé. Dans une solution, les particules présentes (ions, molécules, etc.) sont influencées par les forces qui les conduisent à migrer des zones à forte concentration vers les zones à faible concentration. Le processus de diffusion se poursuit jusqu'à l'homogénéité complète de la solution et l'égalisation générale de la concentration. La vitesse de diffusion dépend de la vitesse des particules, de la température, de la taille des particules et de la différence de concentration.

☞ Exemple

Si on laisse tomber un morceau de sucre dans un café chaud, au bout d'un certain temps, on obtient du café sucré. Les molécules du morceau de sucre vont passer en solution dans le café puis se disperser grâce aux collisions avec les molécules du liquide, les unes et les autres étant animées d'un mouvement aléatoire. Les molécules de sucre se diffusent jusqu'à ce qu'elles soient réparties uniformément dans le café. L'agitation d'eau avec une cuillère entraîne un transfert par convection forcée. Le sucre se dissout rapidement dans la boisson chaude.



La **figure II.2** présente le principe du processus de diffusion dans un tube contenant deux compartiments séparés par une **membrane perméable**. Un premier compartiment est rempli d'eau, et le deuxième d'une solution sucrée dont les molécules peuvent traverser la membrane. Après un certain temps, les molécules du sucre migrent du premier vers le deuxième compartiment, et le processus s'arrête lorsque la concentration entre les deux compartiments est la même.

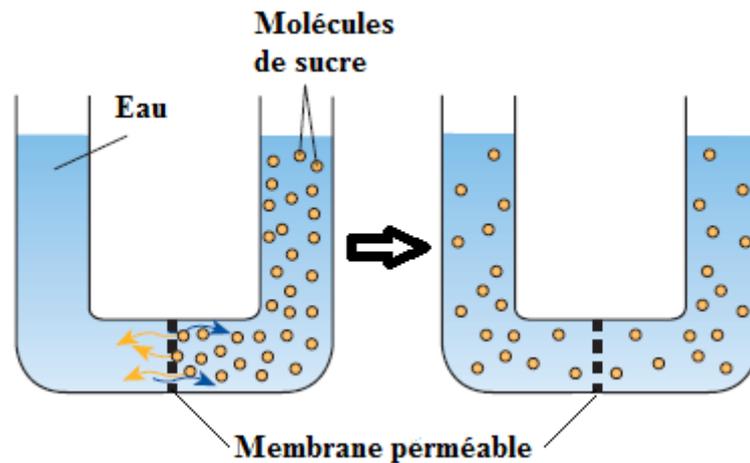


Figure II.2 : Diffusion du sucre dans l'eau à travers une membrane perméable.

Les vitesses de transfert de matière s'expriment en flux molaire (ou flux massique) qui est défini par le nombre de moles (ou masse) d'un constituant bien déterminé qui sont transférés (ou transférée) par unité de temps et par unité de surface normale à la direction de diffusion. On parle ainsi d'une **densité de flux de matière par diffusion moléculaire**.

II.3.2. Lois de Fick

La première loi de Fick donne, en général, l'expression de la densité de flux de matière dû à la diffusion moléculaire. Cette loi est exprimée sous la forme vectorielle par :

$$\vec{J} = -D \cdot \overrightarrow{\text{grad}} C$$

\vec{J} : vecteur de densité de flux molaire ($\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$) ;

C : concentration molaire ($\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$) ;

D : **coefficient de diffusion** ou **diffusivité de la matière** ($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$) qui caractérise le système étudié et dépend de la température et éventuellement de la pression ;

Le **signe « - »** signifie que la diffusion évolue dans le sens décroissant des concentrations.

La loi de Fick exprime que le flux de matière transporte le constituant A par diffusion des régions où sa concentration est élevée vers les régions où sa concentration est faible. Ainsi, la densité de flux de matière dû à la diffusion moléculaire d'un constituant A s'exprime par :

$$\vec{J}_A = -D_A \cdot \overrightarrow{\text{grad}} C_A$$

$$\vec{J}_A = -D_A \cdot \overrightarrow{\text{grad}} \bar{C}_A$$

\vec{J}_A , \vec{J}_A : vecteurs de densité de flux molaire $\left(\frac{\text{mol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}\right)$ et massique $\left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}\right)$ de A, respectivement ;

C_A , \bar{C}_A : concentration molaire $\left(\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}\right)$, et concentration massique $\left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)$ de A, respectivement.

Pour deux constituants A et B, la densité de flux de matière de A par rapport à B est définie par :

$$\vec{J}_A = -D_{AB} \cdot \overrightarrow{\text{grad}} C_A$$

D_{AB} : coefficient de diffusion de A dans B, donc D_{AB} est caractéristique de A et B.

Voici quelques valeurs de diffusivité de la matière en industrie laitière :

- Diffusion de l'eau dans l'air à 20 °C : $D_{\text{eau-air}} = 24,6 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$.
- Diffusion de l'eau dans un fromage « Cheddar » à 20 °C : $D_{\text{eau-Cheddar}} = 3,9 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$.
- Diffusion de NaCl dans un fromage « Gouda » à 20 °C : $D_{\text{NaCl-Gouda}} = 2,3 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$.

Le transfert de matière par diffusion moléculaire, uniquement, est une opération peu rencontrée dans l'industrie puisque dans le cas général les substances considérées sont en mouvement. Le transfert de matière a lieu aussi par convection qui est généralement liée au mouvement d'ensemble imposé au fluide. L'expression de la densité de flux de matière **global** qui intègre les deux mécanismes de transferts, la diffusion moléculaire et le **transport dû au mouvement d'ensemble du fluide (convection)**, noté par N ($\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$) est tel que :

$$\vec{N} = \vec{J} + C \cdot \vec{v}_{\text{moy}}$$

$$\vec{N}_A = \vec{J}_A + C_A \cdot \vec{v}_a$$

$$\vec{N}_A = \vec{J}_A + \bar{C}_A \cdot \vec{v}_a$$

\vec{v}_{moy} : vitesse moyenne du mélange ;

$C \cdot \vec{v}_{\text{moy}}$: densité de flux de matière échangé par convection ;

\vec{v}_a : vitesse du constituant A ;

Le vecteur de densité est orienté dans la direction du transfert.

II.3.3. Transfert de matière à travers une plaque

Le transfert de molécules d'eau, arômes ou de solutés à travers un film d'emballage, une membrane de séparation ou une paroi poreuse au sein de laquelle la diffusion s'effectue dans un fluide immobilisé est décrit par le **modèle de la plaque infinie**. C'est le modèle géométrique le plus utilisé dans la pratique. Il s'agit d'un solide supposé **homogène et isotrope** (ses propriétés physiques sont les mêmes dans toutes les directions), délimité par deux plans parallèles. On considère, généralement, une paroi d'échange de dimensions latérales infinies pour pouvoir négliger l'influence des bords de la plaque sur le transfert. Pour atteindre un régime stationnaire (conservation de la matière), les deux faces de la plaque sont maintenues depuis un temps assez long à des concentrations C_1 et C_2 en constituant migrant, telles que :

$$\frac{dC}{dt} = 0$$

$C_1 > C_2$: le transfert de matière évolue du point 1 vers 2, et le profil de concentration dans une plaque infinie d'épaisseur (e), en régime stationnaire est linéaire (**fig. II.3a**).

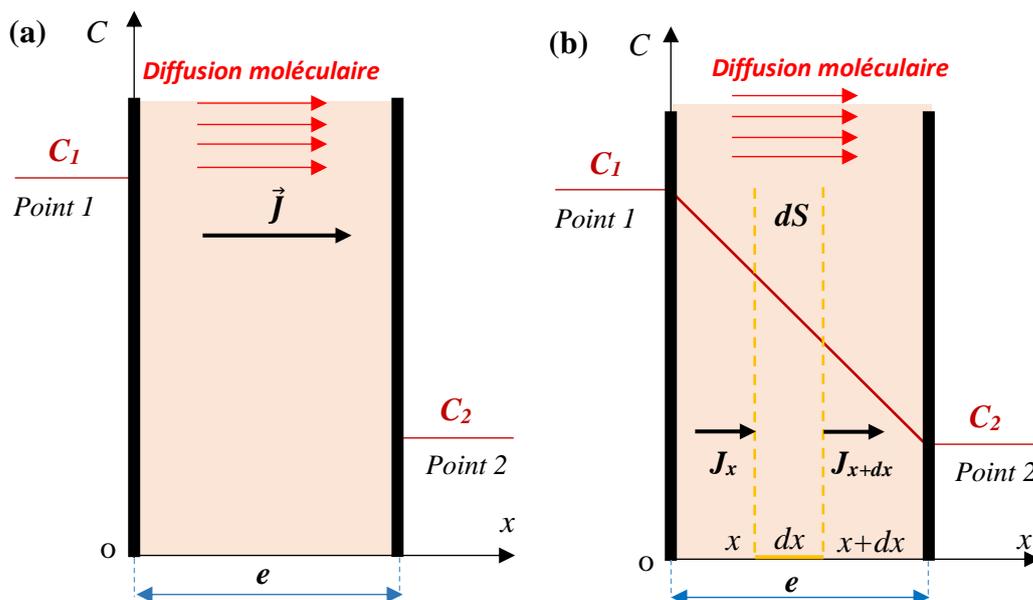


Figure II.3 : Transfert de matière (diffusion moléculaire) à travers une plaque.

Dans un système tridimensionnel de coordonnées (ox , oy , oz) la dérivée partielle d'une grandeur physique en fonction de l'opérateur gradient s'écrit :

$$\overrightarrow{\text{grad}}(\) = \frac{\partial(\)}{\partial x} \vec{i} + \frac{\partial(\)}{\partial y} \vec{j} + \frac{\partial(\)}{\partial z} \vec{k}$$

$$\overrightarrow{\text{grad}} C = \frac{\partial C}{\partial x} \vec{i} + \frac{\partial C}{\partial y} \vec{j} + \frac{\partial C}{\partial z} \vec{k}$$

En introduisant la formule du vecteur gradient, l'expression du vecteur de la densité de flux s'écrit :

$$\vec{J} = -D \left(\frac{\partial C}{\partial x} \vec{i} + \frac{\partial C}{\partial y} \vec{j} + \frac{\partial C}{\partial z} \vec{k} \right)$$

On note que le transfert de matière est unidirectionnel, suivant le sens ox , alors :

$$J = -D \cdot \frac{dC}{dx}$$

D'où :

$$\frac{dC}{dx} = \frac{J}{-D} \quad (*)$$

Le coefficient de diffusion est indépendant de la direction de diffusion ox , et on doit démontrer que le flux de matière est constant à travers l'épaisseur de la paroi.

Pour cela on applique le bilan massique sur un élément de surface dS (**fig. II.3b**).

✓ **Equation de bilan de matière appliqué sur un élément de surface dS :**

$$\left(\begin{array}{c} \text{Flux de matière} \\ \text{entrant dans } ds \\ J_x \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Flux de matière} \\ \text{sortant de } ds \\ J_{x+dx} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Taux de} \\ \text{production} \\ \text{par réaction} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Accumulation} \\ \text{de la matière} \\ \text{dans le temps } (dt) \end{array} \right)$$

- **Entrée** : flux de matière entrant par diffusion moléculaire dans l'élément de surface dS .
- **Sortie** : flux de matière sortant de l'élément de surface dS .
- **Production** : on suppose que le transfert a lieu sans réaction donc le taux de production est nul.
- **Accumulation** : c'est le taux de variation d'un constituant dans un volume pendant le temps. La plaque est en régime stationnaire donc il n'y a pas de cumule de la matière dans l'élément de surface alors le terme d'accumulation s'annule :

$$\frac{dC}{dt} = 0$$

L'équation du bilan de matière se simplifie à :

$$J_x - J_{x+dx} = 0$$

Donc :

$$J_x = J_{x+dx} = J$$

Ainsi, le flux de matière J est constant. On dit qu'il y a conservation du flux de matière.

L'équation (*) devient :

$$\frac{dC}{dx} = a = \text{constante (**)}$$

La solution de l'équation différentielle (**) est de type :

$$C = ax + b \text{ avec } a \text{ et } b, \text{ des constantes d'intégration.}$$

✓ Conditions limites aux frontières du système (interfaces) :

$$\begin{cases} x = 0 \rightarrow C = C_1 \\ x = e \rightarrow C = C_2 \end{cases}$$

D'où :

$$C = \left(\frac{C_2 - C_1}{e} \right) x + C_1 \quad (***)$$

L'équation (***) montre que le profil de concentration est linéaire (fig. II.3b).

En remplaçant l'équation (***) dans l'équation de la relation de la densité de flux, on trouve :

$$J = D \left(\frac{C_1 - C_2}{e} \right)$$

Donc l'expression de la densité de flux de matière J ($\frac{\text{mol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$) du constituant passant au travers de la plaque est :

$$J = \frac{D}{e} (C_1 - C_2)$$

On peut aussi définir la densité de flux massique \bar{J} ($\frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$) :

$$\bar{J} = \frac{D}{e} (\bar{C}_1 - \bar{C}_2)$$

\bar{C} : concentration massique du constituant de part et d'autre de la plaque.

On peut également exprimer la densité de flux de matière par :

$$J = k(C_1 - C_2)$$

k est le coefficient de transfert de matière :

$$k = \frac{D}{e}$$

II.4. Transfert de quantité de mouvement

II.4.1. Régime d'écoulement

L'écoulement d'un fluide est caractérisé par un nombre sans dimension appelé **nombre de Reynolds** (Re), défini dans le cas d'un écoulement dans une conduite cylindrique, ainsi :

$$Re = \frac{\rho \cdot u \cdot D}{\mu}$$

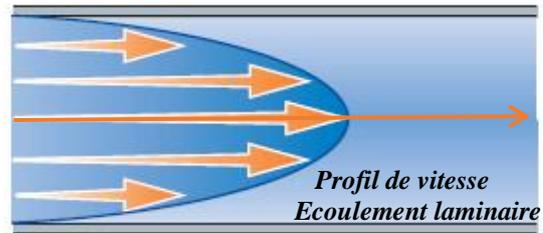
ρ : masse volumique du fluide ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$) ;

u : vitesse moyenne du fluide ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$) ;

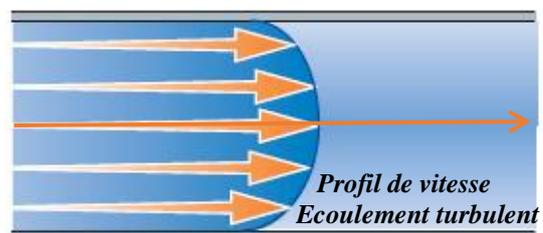
D : diamètre de la conduite (m) ;

μ : viscosité dynamique du fluide ($\text{Pa} \cdot \text{s}^{-1}$) ou bien ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$).

Un **écoulement laminaire** est caractérisé par le fait que les filets fluides glissent les uns sur les autres sans apparition de tourbillons. Il est caractérisé par le déplacement d'un liquide sous forme de couche en frottement sur les deux couches adjacentes. Pour ce régime d'écoulement, le nombre de Reynolds est **inférieur à 2000**. En régime laminaire, la vitesse moyenne d'écoulement est maximale sur l'axe de la section de passage puis diminue progressivement à cause des frottements entre les couches, et s'annule au



contact du fluide avec les parois (profil de vitesse parabolique). Ce type d'écoulement existe dans les tuyaux ronds rectilignes ou entre les parois parallèles, à faible vitesse. D'après la relation de Reynolds, le régime d'écoulement dépend du diamètre de la conduite et des propriétés du fluide (masse volumique, vitesse et viscosité). Par exemple, pour obtenir un écoulement laminaire dans un tuyau rond, le diamètre devra être faible, la vitesse réduite et la viscosité du liquide élevée. Lorsque le nombre de Reynolds est **supérieur à 3000** (4000 dans certains ouvrages), l'écoulement du fluide se caractérise par un déplacement chaotique (désordonné) de ses éléments, il se forme alors des tourbillons et le type d'écoulement est dit **turbulent**. Dans un écoulement turbulent, la vitesse



du fluide est uniforme sur un large domaine de la section de passage mais diminue brusquement au voisinage des parois. L'écoulement **intermédiaire** est plus ou moins rectiligne, avec un peu de tourbillons, le régime de cet écoulement est tel que : $2000 < Re < 3000$ (ou 4000)

II.4.2. Écoulement laminaire dans une conduite cylindrique

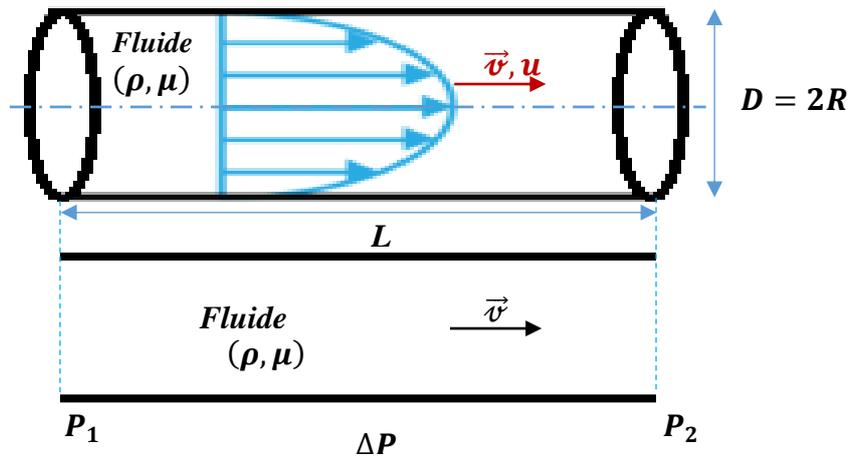


Figure II.4 : Écoulement dans une conduite cylindrique en régime laminaire.

L'expression de la vitesse moyenne u d'un fluide de viscosité (μ, ν) , et de masse volumique ρ , constante (fluide incompressible) au sein d'une conduite de longueur L , et de rayon R (**fig. II.4**) est donnée par la loi de Poiseuille :

$$u = \frac{R^2 \cdot \Delta P}{8\mu \cdot L} = \frac{R^2 \cdot \Delta P}{8\rho \cdot \nu \cdot L}$$

ΔP : gradient de pression sur la longueur de la conduite (Pa) ;

$\frac{\Delta P}{L}$: pertes de charge qui expriment la décroissance de la pression d'un fluide au long de la conduite dans laquelle il s'écoule.

La perte de charge $\Delta P = P_1 - P_2$ dans une conduite cylindrique de diamètre et de longueur définis dépend de la vitesse moyenne du fluide, de sa viscosité et de sa masse volumique.

$$\Delta P = \frac{8\mu \cdot L \cdot u}{R^2}$$

$$\Delta P = \frac{32\rho \cdot u^2 \cdot L}{Re \cdot D}$$

On définit un nombre sans dimension qui est le nombre de Darcy sachant que :

$$\Delta P = Da \cdot \frac{\rho \cdot u^2 \cdot L}{2 \cdot D} \text{ avec } Da = f(Re)$$

$$\begin{cases} Da = \frac{64}{Re} \text{ lorsque le régime d'écoulement est laminaire } (Re < 2000) \\ Da = 0,316 \cdot Re^{-0,25} \text{ lorsque le régime d'écoulement est turbulent} \end{cases}$$

II.4.3. Contraintes visqueuses : Loi de Newton

On considère deux plaques parallèles de surface, A , l'une est **fixe** et l'autre **mobile** animée d'une vitesse constante sous l'action d'une **force tangentielle**, F , et entre ces plaques circule un fluide **visqueux** en écoulement laminaire et en régime stationnaire. Les molécules de fluide en contact avec les parois possèdent la même vitesse que celles-ci :

$$\begin{cases} \text{pour } x = 0 \rightarrow v(0) = 0 \\ \text{pour } dx \rightarrow v(x) = v \end{cases}$$

La loi de *Newton* exprime que la force F , requise pour faire avancer la plaque est proportionnelle à sa surface, et au gradient de vitesse $\left(\frac{dv}{dx}\right)$ selon l'équation :

$$F = A \cdot \mu \cdot \frac{dv}{dx}$$

F : force exercée sur la plaque (N) ou (kg.m.s⁻²) ;

dx : variation de la distance (m) entre les deux plaques de surface A (m²);

μ : viscosité dynamique du fluide (Pa.s) ;

dv : variation de la vitesse de déplacement du fluide (m.s⁻¹).

La force par unité de surface $\left(\frac{F}{A}\right)$ représente la contrainte tangentielle qu'on appelle contrainte de cisaillement et qu'on note par τ , elle est exprimée en (Pa) ou (N.m⁻²) :

$$\tau = \frac{F}{A} = \mu \cdot \frac{dv}{dx}$$

Le gradient de vitesse $\left(\frac{dv}{dx}\right)$ est appelé vitesse ou taux de cisaillement, il est noté par $(\dot{\gamma})$:

$$\dot{\gamma} = \frac{dv}{dx}$$

Généralement, pour définir la contrainte et le taux de cisaillement, c'est-à-dire, force et vitesse de déformation appliquées à la matière, on utilise le cisaillement entre plans parallèles.

Ainsi, on peut déduire l'expression de la viscosité dynamique, μ :

$$\mu = \frac{\tau}{\dot{\gamma}}$$

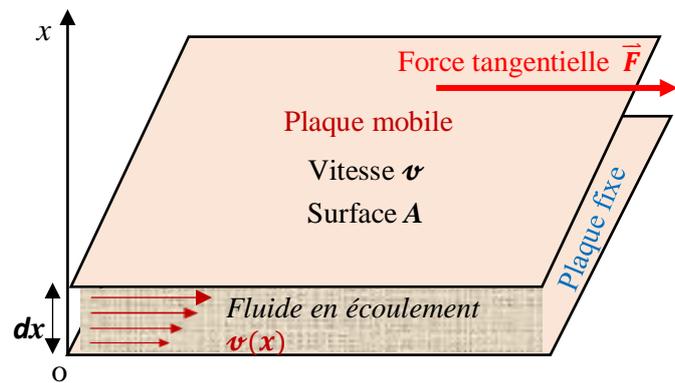


Figure II.5 : Schéma illustratif de la loi de Newton en écoulement laminaire.

La viscosité est une propriété physique qui indique le degré de « fluidité » d'un liquide. Elle interprète la résistance d'un liquide à l'écoulement. Lorsque la viscosité est constante, on peut dire que la contrainte τ est proportionnelle au taux de cisaillement $\dot{\gamma}$. Dans ce cas, le fluide est dit **newtonien** (fig. II.6a). Parmi les fluides newtoniens, on cite l'eau, les huiles minérales et végétales et les solutions de saccharose pures. Donc, on peut qualifier de fluides newtoniens les liquides faiblement concentrés en général, tels que le lait entier et le lait écrémé. Cependant, dans le domaine alimentaire la plupart des liquides ont des comportements non newtoniens car ils se déforment selon les contraintes qui leur sont appliquées. Des exemples de comportements rhéologiques de base des fluides sont représentés dans la **figure II.6a**. Lorsque la déformation ne se produit qu'à partir du moment où la contrainte dépasse un certain seuil, τ_0 , alors le liquide possède un comportement **viscoplastique**, il est dit **plastique de Bingham**. Il a le comportement d'un liquide newtonien mais au-delà d'un seuil de contrainte. Dès que le seuil est dépassé, le liquide peut s'écouler comme un liquide newtonien tels que le fromage caillé, la purée de tomates, certains ketchups et certaines graisses. La viscosité d'un fluide **rhéoépaississant** augmente en même temps que le taux de cisaillement (fig. II.6b). Ce type de comportement se rencontre généralement parmi les suspensions très concentrées. Par contre, un liquide est dit **rhéofluidifiant** lorsque sa viscosité décroît avec le gradient de vitesse. Parmi les fluides rhéofluidifiants, on peut citer les crèmes, les concentrés de fruits, et les sauces de type vinaigrette, mayonnaise, etc. Les fluides rhéofluidifiants dont la viscosité décroît avec le gradient de vitesse, mais également en fonction du temps avec un taux de cisaillement constant sont appelés fluides **thixotropes**. Parmi ces fluides, on trouve le yaourt, la mayonnaise, la margarine, la crème glacée, etc.

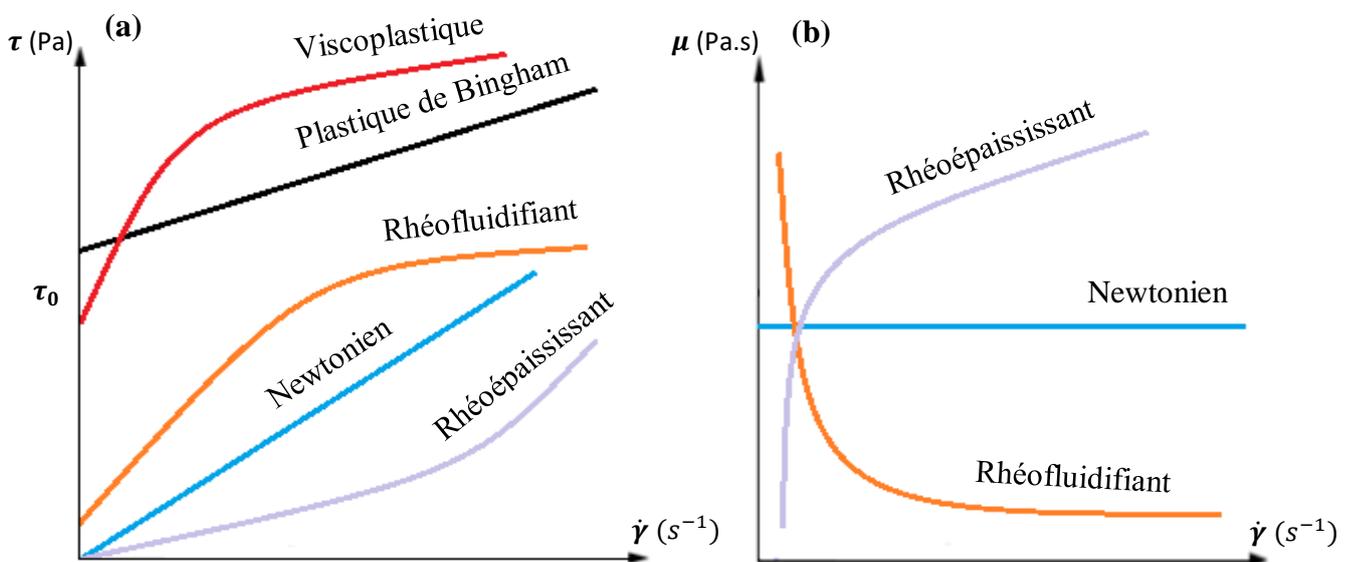


Figure II.6 : Comportements rhéologiques des fluides.

II.5. Transfert de chaleur

II.5.1. Généralités sur le transfert thermique

La chaleur est l'une des nombreuses formes d'énergie d'un système. La compréhension des mécanismes mis en jeu au cours d'un chauffage ou d'un refroidissement permettront d'améliorer le bilan énergétique du procédé. Les procédés thermiques utilisés en agroalimentaire visent à transformer, ou au contraire, à maintenir les propriétés d'un produit dont l'état et les caractéristiques varient énormément d'un cas à l'autre.

De nombreux traitements thermiques de produits liquides ou pâteux sont réalisés dans des échangeurs de chaleur. Par exemple, le lait est chauffé par de l'eau chaude qui va lui transférer une quantité de sa chaleur à travers la paroi solide de l'échangeur, ce qui élève la température du lait et réduit celle de l'eau.

Le transfert de chaleur fait intervenir simultanément plusieurs modes d'échange :

- Transfert par convection ;
- Transfert par conduction ;
- Transfert par rayonnement.

Le transfert thermique est déterminé à partir de l'évolution des champs de température (T). Le champ de température est représenté par une fonction de coordonnées spatiales (x, y, z) et de temps (t) :

$$T(x, y, z, t)$$

La chaleur se propage spontanément de la température la plus haute vers la plus basse, c'est cet écart de température qui va jouer un rôle sur l'importance et la vitesse du transfert de chaleur.

On appelle **flux de chaleur** ou **débit de chaleur** ou encore **puissance thermique** q , la **quantité d'énergie** ou de **chaleur** Q transmise par unité de temps t :

$$q = \frac{dQ}{dt}$$

q est exprimé en $\left(\frac{\text{Joule}}{\text{s}} : \text{Watt (W)}\right)$ ou bien en $\left(\frac{\text{Cal}}{\text{s}}\right)$.

La **densité de flux** ou **flux surfacique**, ϕ $\left(\frac{\text{W}}{\text{m}^2}\right)$ est la quantité de chaleur transmise par unité de temps t , et par unité de surface S :

$$\phi = \frac{q}{S} = \frac{1}{S} \cdot \frac{dQ}{dt}$$

II.5.2. Modes de transferts de chaleur

a. Transfert de chaleur par rayonnement

Tout système matériel émet en permanence de l'énergie par radiation sous forme d'ondes électromagnétiques qui se transforment en chaleur. Le transfert d'énergie radiatif ne nécessite pas obligatoirement un support matériel et ne fait pas intervenir un déplacement de la matière. Le chauffage par rayonnement est le mode le moins utilisé dans l'industrie alimentaire mais devient de plus en plus utilisé avec les micro-ondes et le chauffage infra-rouge.

☞ Exemple

On retrouve le chauffage par énergie infrarouge dans les opérations de cuisson et de rôtissage par les brûleurs à gaz ou des éléments électriques.

Le rayonnement peut être considéré comme dominant dans le cas de très hautes températures alors que dans la majorité des cas de l'industrie laitière, les températures de mises en œuvre peuvent aller jusqu'aux environs de 150°C donc les échanges radiatifs sont négligeables. Ainsi, on se basera dans ce qui suit sur le transfert thermique par conduction et convection.

b. Transfert de chaleur par conduction

Le transfert par conduction implique le contact direct entre les éléments matériels qui participent au transfert thermique. Le phénomène de conduction se produit dès lors qu'il existe un gradient de température entre deux zones différentes du corps considéré. Ce mode de transfert est dû à l'agitation ou au vibration moléculaire et au déplacement d'électrons libres dans les métaux conducteurs. Le vecteur flux conductif surfacique, $\phi_{cd} \left(\frac{W}{m^2} \right)$ est exprimé par la loi de *Fourier* ainsi :

$$\vec{\phi}_{cd} = -\lambda \cdot \overrightarrow{gradT}$$

λ : coefficient de proportionnalité qui représente la conductivité thermique ou conductibilité du matériau. Généralement, il varie fortement avec la température $\left(\frac{W}{K \cdot m} \right)$.

T : température en Kelvin (K) ou (°C).

Le signe moins « - » indique que le transfert s'effectue spontanément des régions les plus chaudes vers les plus froides.

Pour définir le profil de température et l'expression de la densité de flux échangé par conduction, nous considérons le modèle de la plaque infinie en régime stationnaire.

La **figure II.7a** montre une plaque d'épaisseur e , de conductivité thermique λ , et de surface A . Les deux faces sont maintenues à des températures différentes T_1 et T_2 , telles que :

- T_1 : température de la face 1.
- T_2 : température de la face 2.

$T_1 > T_2$: le transfert de chaleur évolue spontanément dans le sens des températures décroissantes.

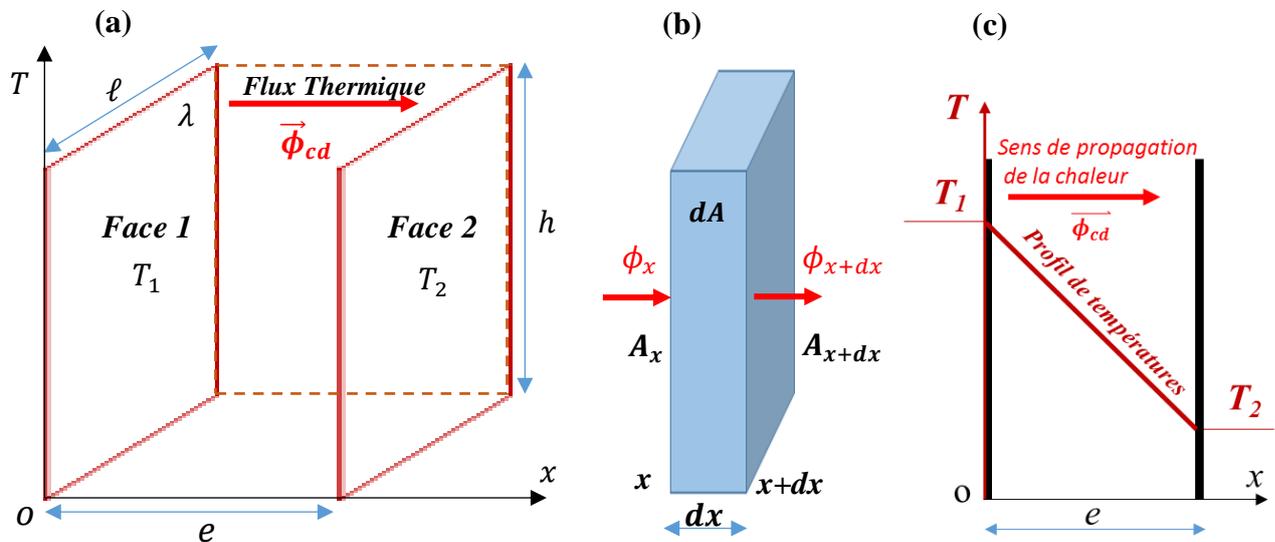


Figure II.7 : Transfert thermique par conduction à travers une plaque.

Le vecteur de flux surfacique qui traverse la paroi de la plaque :

$$\vec{\phi}_{cd} = -\lambda \cdot \overrightarrow{\text{grad}T}$$

$T = T(x)$: la température à l'intérieur de la plaque ne dépend que de la variable d'espace x .

Donc la conduction a lieu suivant une seule direction, c'est un sens unidirectionnel :

$$\phi_{cd} = -\lambda \cdot \frac{dT}{dx}$$

D'où :

$$\frac{dT}{dx} = \frac{\phi_{cd}}{-\lambda} \quad (*)$$

Pour pouvoir résoudre l'équation (*), on doit d'abord appliquer un bilan thermique sur un élément de surface dA d'épaisseur dx tel que c'est représenté dans la **figure II.7b**.

- ✓ **Equation de bilan énergétique thermique appliqué sur un élément de surface dA d'épaisseur dx :**

$$\left(\begin{array}{l} \text{Flux de chaleur} \\ \text{entrant à travers} \\ \text{la surface } A_x \\ \text{en } x : \phi_x \end{array} \right) - \left(\begin{array}{l} \text{Flux de chaleur} \\ \text{sortant de} \\ \text{la surface } A_{x+dx} \\ \text{en } x+dx : \phi_{x+dx} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{Création} \\ \text{ou génération} \\ \text{de la chaleur} \\ \text{dans } dA \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{Accumulation} \\ \text{de la chaleur} \\ \text{dans } dA \text{ pendant} \\ \text{un temps } (dt) \end{array} \right)$$

- En régime stationnaire, le terme « accumulation » s'annule :

$$\frac{dT}{dt} = 0$$

- Pas de génération de chaleur, le terme création ou production s'annule.

L'équation de bilan thermique devient :

$$\phi_x - \phi_{x+dx} + 0 = 0$$

$$\phi_x = \phi_{x+dx} = \phi_{cd}$$

$$\phi_{cd} = \text{constante}$$

Donc le flux thermique est constant en tout point du système considéré, on dit qu'il y a conservation de la chaleur.

L'équation (*) devient :

$$\frac{dT}{dx} = \text{constante}$$

- En supposant que la conductivité du milieu est constante ($\lambda \neq \lambda(T)$), on aura :

$$\frac{dT}{dx} = a \Rightarrow dT = a \cdot dx \quad (**)$$

La solution de l'équation (**) est :

$$T = ax + b$$

Avec **a** et **b** des constantes d'intégration.

- ✓ **Conditions aux limites :**

$$\begin{cases} x = 0, \text{ face chaude} \rightarrow T = T_1 \\ x = e, \text{ face froide} \rightarrow T = T_2 \end{cases}$$

- Conditions aux limites connues, il vient que :

$$T = \left(\frac{T_2 - T_1}{e} \right) x + T_1$$

Donc le profil de température est linéaire (**fig. II.7c**).

En remplaçant T par son expression dans la relation de la densité de flux thermique par conduction, on trouve :

$$\phi_{cd} = -\lambda \left(\frac{T_2 - T_1}{e} \right)$$

$$\phi_{cd} = \frac{\lambda}{e} (T_1 - T_2)$$

$$\phi_{cd} = \dot{k} (T_1 - T_2)$$

Avec $\dot{k} = \frac{\lambda}{e}$: Coefficient de transfert de chaleur.

Le flux de chaleur (débit ou puissance thermique) qui traverse la plaque de surface, A est :

$$q = \phi_{cd} \cdot A$$

$$q = \dot{k} \cdot A (T_1 - T_2)$$

Avec $A = H \cdot \ell$

Analogie :

On remarque une analogie entre la densité de flux de matière et la densité de flux de chaleur. La loi de **Fourrier** décrit l'échange d'une quantité de chaleur sous l'action d'un gradient de températures tandis que la loi de **Fick** décrit le transfert de la matière sous l'effet d'un gradient de concentrations. Ainsi, la diffusion moléculaire est analogue à la conduction de la chaleur dans les solides et les fluides.

c. Transfert de chaleur par convection

Contrairement à la conduction thermique, la convection implique un déplacement global du système qui échange de la chaleur. La convection thermique est la conséquence d'un transport de matière à l'échelle macroscopique : tout mouvement de matière solide ou fluide, entraîne aussi le mouvement de l'énergie qui est lié à cette matière. Lors d'un échange de chaleur entre un solide et un fluide en déplacement, si le fluide est en mouvement libre, la convection est dite **libre** ou **naturelle**. Ce type de convection apparaît spontanément dans un fluide au sein duquel existe un gradient de température (l'air chaud est plus léger que l'air froid), les mouvements sont dus aux variations de masse volumique dans un fluide soumis au champ de pesanteur. Si le mouvement ou le déplacement du fluide est imposé par une force extérieure, la convection dans ce cas est dite **forcée**. Le transfert par convection forcée est souvent extrêmement efficace.

Considérons une paroi solide chauffante T_p sur laquelle s'écoule un fluide au sein duquel règne une température T_f . Lorsque T_p est supérieure à T_f la paroi solide chauffe le fluide dont la masse volumique diminue ce qui confère au fluide son mouvement (**fig. II.8a**). Le transfert de chaleur au sein du fluide résulte de son déplacement. Contrairement à la vitesse d'écoulement du fluide, sa température diminue progressivement en s'éloignant de la paroi (**fig. II.8b**).

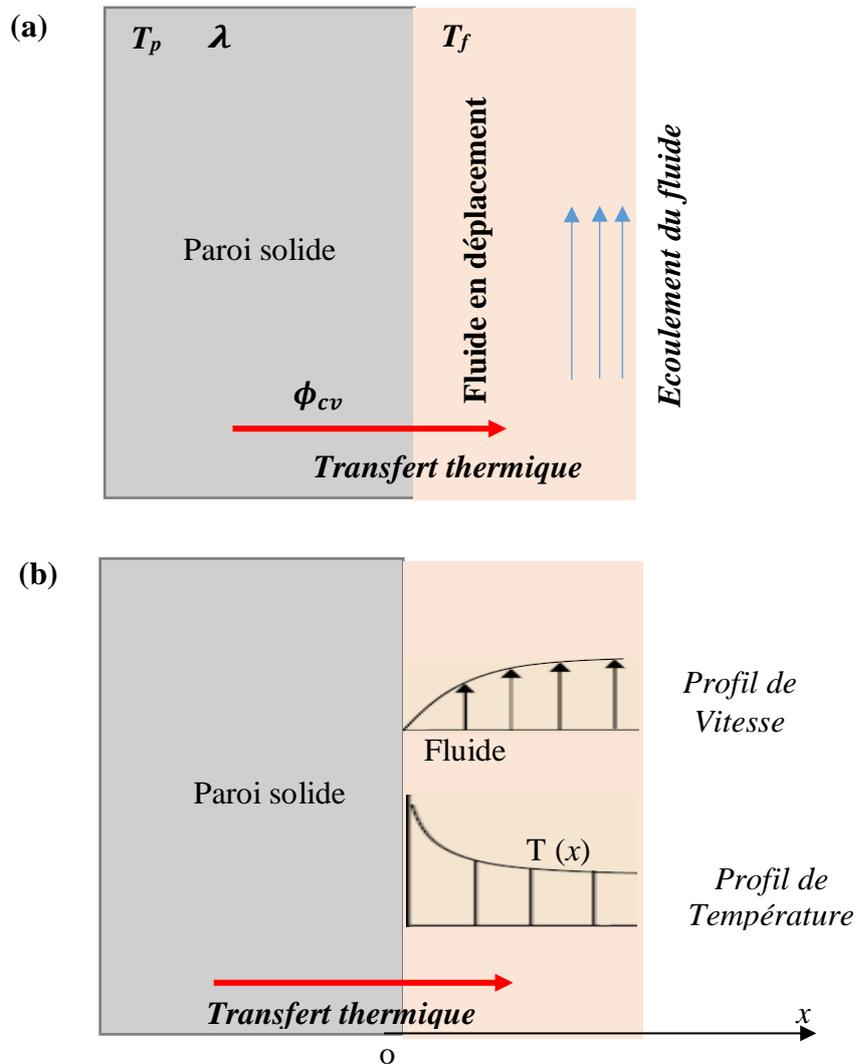


Figure II.8 : Transfert de chaleur par convection fluide - paroi solide.

La densité de flux de chaleur convectif ϕ_{cv} ($\frac{W}{m^2}$) obéit à la loi de *Newton* :

$$\phi_{cv} = h(T_p - T_f)$$

Avec h le coefficient de transfert de chaleur par convection ($\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$).

Le flux thermique convectif q (W) qui traverse la surface d'échange paroi-fluide S (m^2) :

$$q = h \cdot S(T_p - T_f)$$

II.5.3. Coefficient de transfert de chaleur global

L'évaluation du flux de chaleur transmis d'un fluide en écoulement à un autre à travers une paroi solide est un sérieux problème sur le plan industriel. Soit un **fluide 1** de température T_{f1} , qui cède sa chaleur au **fluide 2** de température T_{f2} , en régime stationnaire, à travers une **paroi solide** d'épaisseur e et de conductivité λ (**fig. II.9**).

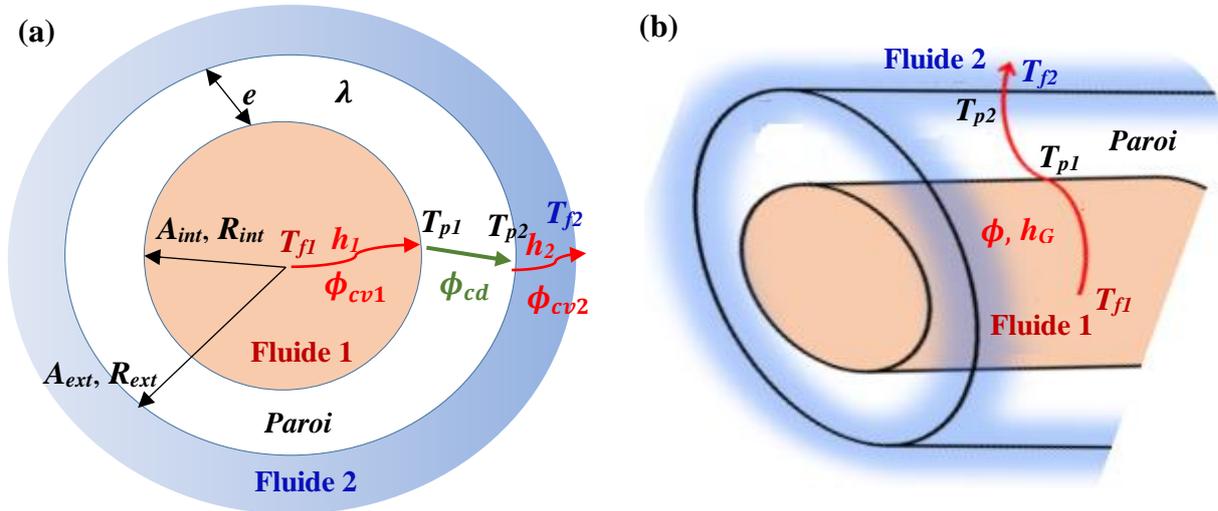


Figure II.9 : Flux conducto-convectif à travers une paroi solide circulaire.

T_{p1} et T_{p2} : températures de la paroi du côté du fluide 1 et du côté du fluide 2, respectivement.

(R_{int}, A_{int}) et (R_{ext}, A_{ext}) : rayons et surfaces internes et externes de la paroi, respectivement.

h_1, h_2 : coefficients convectifs du fluide 1 et du fluide 2, respectivement.

1/ Echange convectif du fluide 1 vers la surface interne de la paroi : $\phi_{cv1} = h_1(T_{f1} - T_{p1})$

2/ Echange conductif dans l'épaisseur de la paroi : $\phi_{cd} = \frac{\lambda}{e}(T_{p1} - T_{p2})$

3/ Echange convectif de la surface externe de la paroi vers le fluide 2 : $\phi_{cv2} = h_2(T_{p2} - T_{f2})$

Puisque le transfert est effectué en régime stationnaire alors : $\phi_{cv1} = \phi_{cd} = \phi_{cv2} = \phi$, alors, on peut définir la **densité de flux global** ϕ et le **coefficient de transfert global** h_G par :

$$\phi = h_G(T_{f1} - T_{f2})$$

$$\frac{1}{h_G} = \frac{1}{h_1} + \frac{e}{\lambda} + \frac{1}{h_2}$$

On définit aussi la **résistance thermique totale**, R_T ($W^{-1} \cdot m^2 \cdot ^\circ C$) due aux échanges convectifs et conductif par :

$$R_T = \frac{1}{h_G} = R_{cv1} + R_{cd} + R_{cv2}$$

$$\text{Avec : } R_{cv1} = \frac{1}{h_1}; R_{cd} = \frac{e}{\lambda}; R_{cv2} = \frac{1}{h_2}$$

Chapitre III

Echangeurs de chaleur et leur rôle dans un
procédé

Chapitre III : Echangeurs de chaleur et leur rôle dans un procédé

III.1. Description d'un échangeur de chaleur

III.1.1. Généralités sur les échangeurs de chaleur

L'échangeur de chaleur est un élément essentiel dans les sociétés industrielles. L'échangeur de chaleur, instrument clé du thermicien ou de l'énergéticien, permet de contrôler la température d'un système en échangeant de la chaleur entre deux milieux. Un échangeur de chaleur est un appareil où l'on chauffe un fluide par refroidissement d'un autre, ou encore, on amène un fluide à changer d'état par refroidissement (ou réchauffement) d'un autre fluide. Dans l'échangeur classique, un fluide chaud transfère une partie de sa chaleur à un fluide froid. Ce type d'échangeur servira de base pour donner les définitions et les paramètres nécessaires à son dimensionnement. Le choix d'un échangeur de chaleur pour une application donnée dépend de nombreux paramètres : domaine de température et de pression des fluides, propriétés physiques et agressivité de ces fluides, maintenance et encombrement, etc. Il est évident que le fait de disposer d'un échangeur bien adapté, bien dimensionné, bien réalisé et bien utilisé permet un gain de rendement et d'énergie consommée des procédés.

☞ Remarque

On se place dans l'hypothèse où **il n'y a pas de changement d'état ou de phase.**

☞ Exemple

La **pasteurisation** et la **stérilisation** sont des traitements thermiques qui ont pour objectifs d'améliorer la qualité hygiénique ou assurer une longue conservation d'un produit. Lors du traitement thermique du lait, ces deux opérations utilisent la technologie des échangeurs de chaleur. Elles peuvent être réalisées en continu dans des échangeurs tubulaires ou à plaques.

La **désodorisation** consiste à éliminer une partie des substances aromatiques de la graisse qui peuvent par la suite donner aux produits finaux une certaine odeur ou saveur. Elle permet également de réduire l'oxydation des acides gras et la croissance de micro-organismes aérobie indésirables. Cette opération peut être effectuée avant et/ou après la pasteurisation et s'effectue à chaud pour plus d'efficacité. Le système de désodorisation est constitué d'évaporateur fonctionnant sous-vide, pour cela on utilise des échangeurs de chaleur à plaques ou tubulaires.

III.1.2. Paramètres d'un échangeur de chaleur

Vu de l'extérieur, un échangeur de chaleur se présente comme une boîte noire constitué de deux entrées (E_1 , E_2) et deux sorties (S_1 , S_2) de fluides en écoulement (**fig. III.1**).

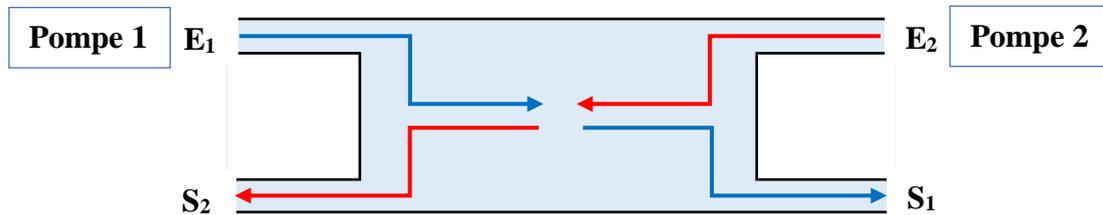


Figure III.1 : Schéma de principe d'un échangeur de chaleur.

Le schéma de principe d'un échangeur de chaleur (montre qu'il est relié au niveau de ses entrées à deux pompes destinées à mettre en mouvement les fluides à l'intérieur de l'échangeur.

Les paramètres décrivant un échangeur de chaleur sont cités ci-dessous :

- Les paramètres de chacun des deux fluides à l'entrée et à la sortie de l'échangeur :
 - Débits massiques \dot{m} constants de l'entrée jusqu'à la sortie.
 - Températures T variables dans l'échangeur.
 - Pressions p peu variables.
- Les caractéristiques thermo-physiques des deux fluides :
 - Chaleur massique ou capacité thermique massique C .
 - Masse volumique ρ .
 - Vitesse de l'écoulement u .
 - Débit volumique Q_v .
- Les paramètres liés à la paroi et surface d'échange :
 - Conductivité thermique λ du matériau de la paroi .
 - Aire de surface de la paroi A_p : du côté du fluide chaud et du côté du fluide froid.
 - Température de la paroi T_p : du côté du fluide chaud et du côté du fluide froid.
 - Epaisseur de la paroi e .

Pour les fluides (C , ρ et λ) varient peu avec la pression (pas du tout pour un gaz parfait). En revanche, les variations avec la température sont souvent d'une grande amplitude, le tableau dans **Annexe I** regroupe quelques propriétés thermo-physiques de l'air, eau et produits laitiers.

III.1.3. Classification des échangeurs

Les principaux types d'échangeurs rencontrés sont classés suivant :

L'aspect technologique : selon la forme, il existe des échangeurs à tubes ou échangeurs tubulaires (monotube, coaxiaux ou multitubulaires (à faisceaux)), échangeur à plaques (à surface primaire ou à surface secondaire), échangeurs à surface raclé, etc.

Le mode de transfert de chaleur : les trois modes de transfert de chaleur (conduction, convection et rayonnement) sont couplés dans la plupart des applications mais il y a souvent un mode de transfert prédominant. Pour tout échangeur avec transfert de chaleur à travers une paroi, la conduction intervient.

L'état des fluides : le passage des fluides dans l'échangeur peut s'effectuer avec ou sans changement de phase, suivant le cas, on dit que l'on a un écoulement monophasique (un seul fluide présente un changement de phase, cas des évaporateurs ou des condenseurs) ou diphasique (les deux fluides présentent un changement de phase, cas des évapo-condenseurs).

La nature du matériau de la paroi d'échange : il existe des échangeurs métalliques en acier, en cuivre, etc. et des échangeurs non métalliques (plastique, céramique, verre, etc.).

La configuration de l'écoulement : le flux de chaleur échangé à travers la surface de la paroi de l'échangeur est fonction de la géométrie de l'échangeur et de la façon dont les fluides s'écoulent l'un par rapport à l'autre (**fig. III.2**).

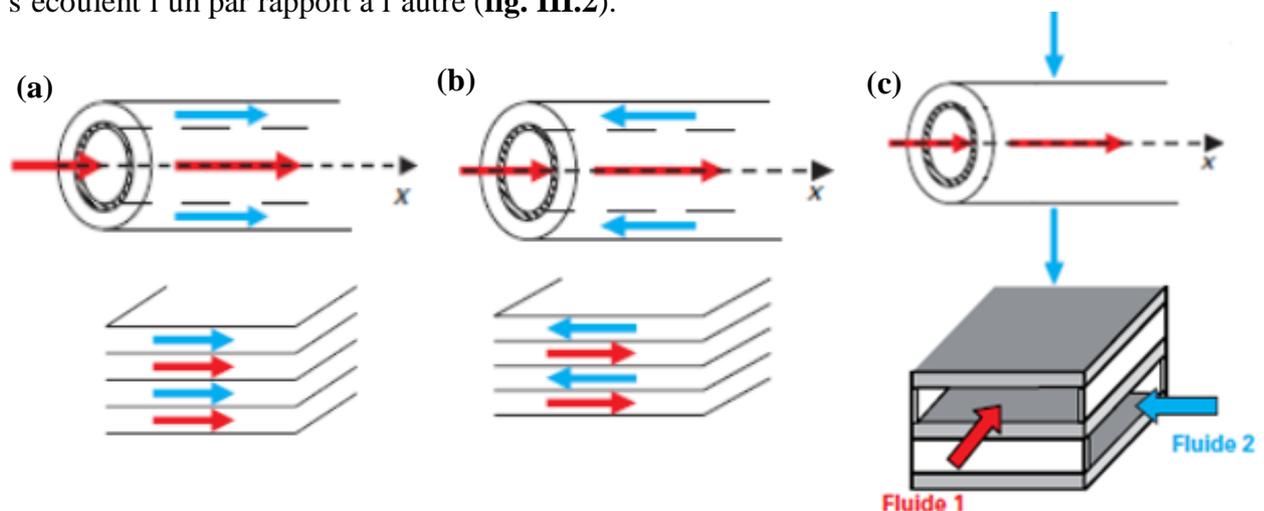


Figure III.2 : Principales configurations d'écoulement.

Écoulement à co-courant (\Rightarrow): parallèles et de même sens (**fig. III.2a**).

Écoulement à contre-courant (\Leftarrow): parallèles mais de sens opposés, généralement (**fig. III.2b**).

Écoulements à courants croisés ($\overleftarrow{\uparrow}$): perpendiculaires l'un à l'autre (**fig. III.2c**).

III.2. Dimensionnement d'un échangeur de chaleur

Le **dimensionnement** d'un échangeur (sizing) consiste à déterminer **les caractéristiques géométriques de l'échangeur**, en particulier **les surfaces d'échange**. Dans ce mode de calcul, en plus des propriétés physiques des fluides, il convient de connaître le flux thermique et le **coefficient d'échange global** « h_G » ainsi que les débits et températures de chaque fluide.

III.2.1. Echangeur à co-courant

a. Puissance thermique de l'échangeur de chaleur (flux ou débit thermique) « q »

On introduit dans un échangeur à co-courant (**Fig. III.3**) un **fluide chaud** (noté **fluide 1**) avec un débit massique \dot{m}_1 , une capacité thermique C_1 , une température T_{1e} et un **fluide froid** (noté **fluide 2**) avec un débit massique \dot{m}_2 , une capacité thermique C_2 et une température T_{2e} . T_{1s} et T_{2s} sont les **températures de sorties** des deux fluides chaud et froid, respectivement.

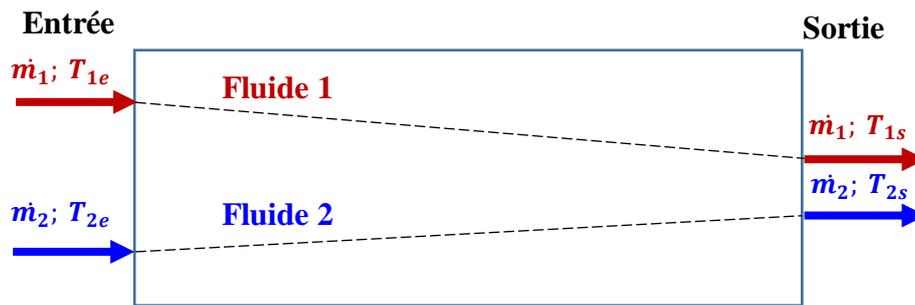


Figure III.3 : Echangeur de chaleur à co-courant.

Pour simplifier la relation de **bilan thermique global** en régime stationnaire, on suppose que :

- Le débit de masse de chacun des fluides est constant : $\dot{m}_1 = (A\rho u)_1$, $\dot{m}_2 = (A\rho u)_2$.
- Aucun des deux fluides ne subit un changement de phase au sein de l'échangeur.
- Absence de pertes thermiques.
- C_1 et C_2 sont constants (varient peu dans l'intervalle de température et de pression considéré).

Alors la quantité de chaleur échangée par unité de temps dans l'appareil est donnée par la relation suivante :

$$\begin{array}{l} \text{L'énergie libérée par le fluide chaud} \\ \underline{\dot{m}_1 \cdot C_1 (T_{1e} - T_{1s})} \end{array} = \begin{array}{l} \text{L'énergie reçue par le fluide froid} \\ \underline{\dot{m}_2 \cdot C_2 (T_{2s} - T_{2e})} \end{array}$$

$H_1 = C_1(T_{1e} - T_{1s})$ et $H_2 = C_2(T_{1e} - T_{1s})$: représentent les **enthalpies massiques** des fluides 1 et 2, respectivement, exprimés en $J.kg^{-1}$.

L'enthalpie est une grandeur qui exprime **l'énergie échangée lors d'un changement d'état ou d'une réaction chimique**. L'enthalpie massique d'un produit liquide qui est définie par rapport à l'état standard (0 °C, pression atmosphérique) dépend de la température et de la composition du produit. Pour un aliment multi-constituants « eau + solutés », par exemple le lait, les enthalpies massiques de chacun des constituants pris à l'état pur sont additionnés.

Soient \dot{C}_1 et \dot{C}_2 les **débits de capacité thermique** des fluides chaud et froid, respectivement :

$$\dot{C}_1 = \dot{m}_1 \cdot C_1 \text{ et } \dot{C}_2 = \dot{m}_2 \cdot C_2$$

Le flux ou le débit thermique ou encore la puissance thermique de l'échangeur à co-courant s'écrit alors :

$$q = \dot{C}_1(T_{1e} - T_{1s}) = \dot{C}_2(T_{2s} - T_{2e})$$

$$q = \dot{C}_1 \Delta T_1 = \dot{C}_2 \Delta T_2$$

b. Coefficient d'échange global « h_G »

Il est nécessaire de calculer le coefficient d'échange global entre les fluides 1 et 2 situés de part et d'autre de la paroi d'échange. On considère une température de mélange T_1 du fluide chaud et une température de mélange T_2 du fluide froid (**fig. III.4**). L'échange de chaleur s'effectue à travers une paroi solide dont les paramètres sont :

$A_p = L \cdot e$: surface d'échange de la paroi (L , est la longueur de la paroi et, e , son épaisseur).

λ : conductivité thermique de la paroi.

T_{p1}, T_{p2} : températures de la paroi du côté du fluide chaud et froid, respectivement.

A_{p1}, A_{p2} : aires de surface d'échange du côté du fluide chaud et froid, respectivement.

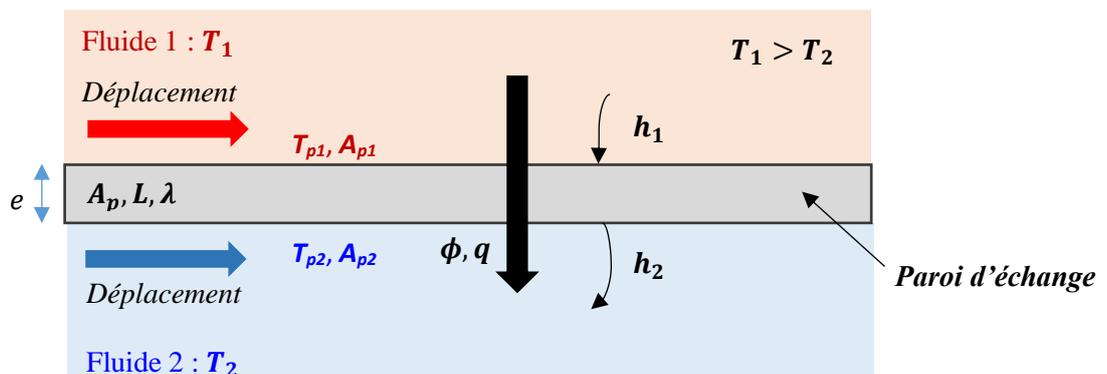


Figure III.4 : Echange de chaleur entre deux fluides séparés par une paroi solide.

La puissance thermique ou encore le flux de chaleur q échangé s'écrit du côté du fluide chaud, du côté du fluide froid et au sein de la paroi :

- Flux convectif entre le fluide chaud et la surface d'échange A_{p1} :

$$q = h_1 \cdot A_{p1} (T_1 - T_{p1}) = \frac{T_1 - T_{p1}}{\frac{1}{h_1 \cdot A_{p1}}} = \frac{T_1 - T_{p1}}{R_{cv1}}$$

h_1 : coefficient d'échange convectif entre le fluide chaud et la paroi.

R_{cv1} : résistance thermique qui lui est liée.

- Flux conductif à travers la paroi d'échange A_p :

$$q = \frac{\lambda \cdot A_p}{e} (T_{p1} - T_{p2}) = \frac{T_{p1} - T_{p2}}{\frac{e}{\lambda \cdot A_p}} = \frac{T_{p1} - T_{p2}}{R_{cd}}$$

R_{cd} : Résistance thermique de conduction.

- Flux convectif entre la surface d'échange A_{p2} et le fluide froid :

$$q = h_2 \cdot A_{p2} (T_{p2} - T_2) = \frac{T_{p2} - T_2}{\frac{1}{h_2 \cdot A_{p2}}} = \frac{T_{p2} - T_2}{R_{cv2}}$$

h_2 : coefficient d'échange convectif entre la paroi et le fluide ;

R_{cv2} : résistance thermique qui lui est liée.

On peut alors définir un coefficient d'échange global (h_G), en écrivant le flux de chaleur transmis du fluide chaud au fluide froid sous la forme :

$$q = h_G \cdot A (T_1 - T_2) = \frac{T_1 - T_2}{\frac{1}{h_G \cdot A}} = \frac{T_1 - T_2}{R_T}$$

A : surface d'échange convenablement choisie

R_T : résistance totale de la paroi, c'est la somme des résistances thermiques en série.

$$R_T = \frac{1}{h_G \cdot A} = \frac{1}{h_1 \cdot A_{p1}} + \frac{e}{\lambda \cdot A_p} + \frac{1}{h_2 \cdot A_{p2}}$$

$$R_T = R_{cv1} + R_{cd} + R_{cv2}$$

La résistance de la paroi peut comporter des résistances additionnelles R_e en série dues à différentes couches solides spécifiques : suies, tartre, etc., déposées sur cette paroi au cours du fonctionnement (phénomène d'encrassement).

c. Surface d'échange « A »

Le flux élémentaire dq échangé à travers un élément dA de la surface d'échange s'écrit :

$$dq = h_{\text{local}} (T_1 - T_2) dA$$

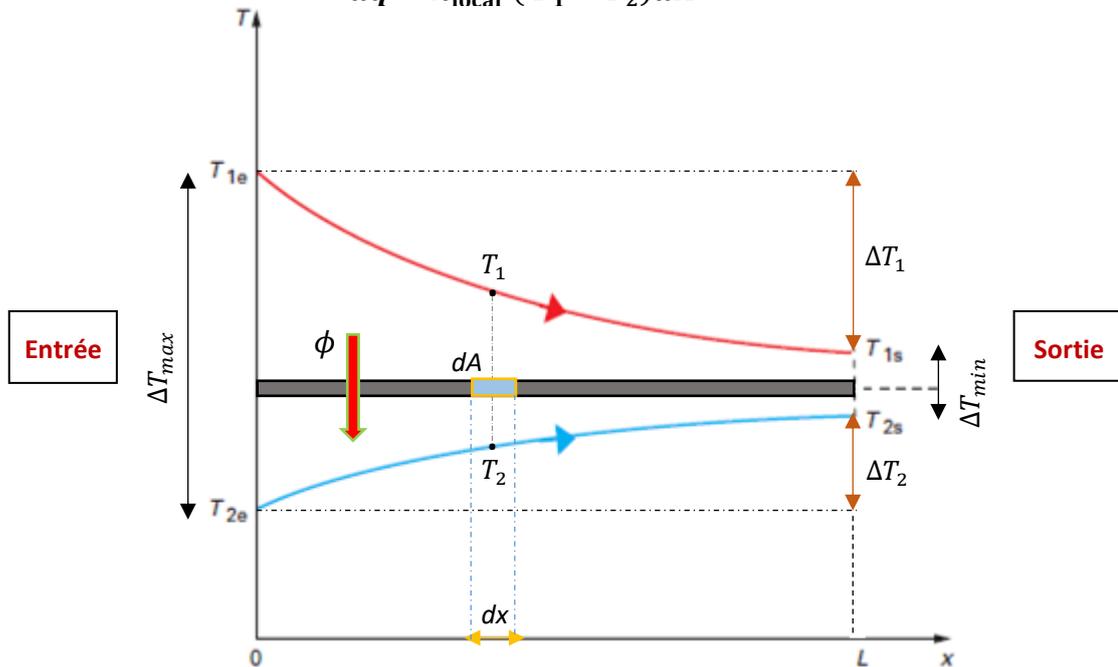


Figure III.5 : Profil longitudinal de températures dans un échangeur à co-courant.

Le flux échangé au niveau d'une surface élémentaire est déterminé à partir des températures de mélange de chaque fluide. Pour pouvoir déterminer la surface d'échange totale, on définit une température moyenne caractéristique pour chaque fluide et on suppose que le coefficient d'échange déterminé aux températures moyennes caractéristiques est constant.

$\overline{\Delta T}$: est la différence moyenne de température entre les deux fluides sur toute la longueur de l'échangeur.

Pour un écoulement à co-courant et dans le cas où le coefficient d'échange peut être considéré comme constant, cette différence moyenne de température ($\overline{\Delta T}$) correspond à la moyenne logarithmique de température (ΔT_{ML}) :

$$\Delta T_{ML} = \Delta T_{\Rightarrow} = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln\left(\frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}\right)} = \frac{\Delta T_e - \Delta T_s}{\ln\left(\frac{\Delta T_e}{\Delta T_s}\right)} = \frac{(T_{1e} - T_{2e}) - (T_{1s} - T_{2s})}{\ln\left(\frac{T_{1e} - T_{2e}}{T_{1s} - T_{2s}}\right)}$$

D'où l'expression du flux :

$$q = h_G \cdot A_{\Rightarrow} \cdot \Delta T_{\Rightarrow}$$

Ainsi, on déduit la relation qui exprime l'aire de la surface d'échange par :

$$A_{\Rightarrow} = \frac{q}{h_G \cdot \Delta T_{\Rightarrow}}$$

III.2.2. Echangeur à contre-courant

Le bilan thermique et l'expression de la puissance sont les mêmes que dans le cas d'un échangeur à co-courant :

$$q = \dot{C}_1(T_{1e} - T_{1s}) = \dot{C}_2(T_{2s} - T_{2e})$$

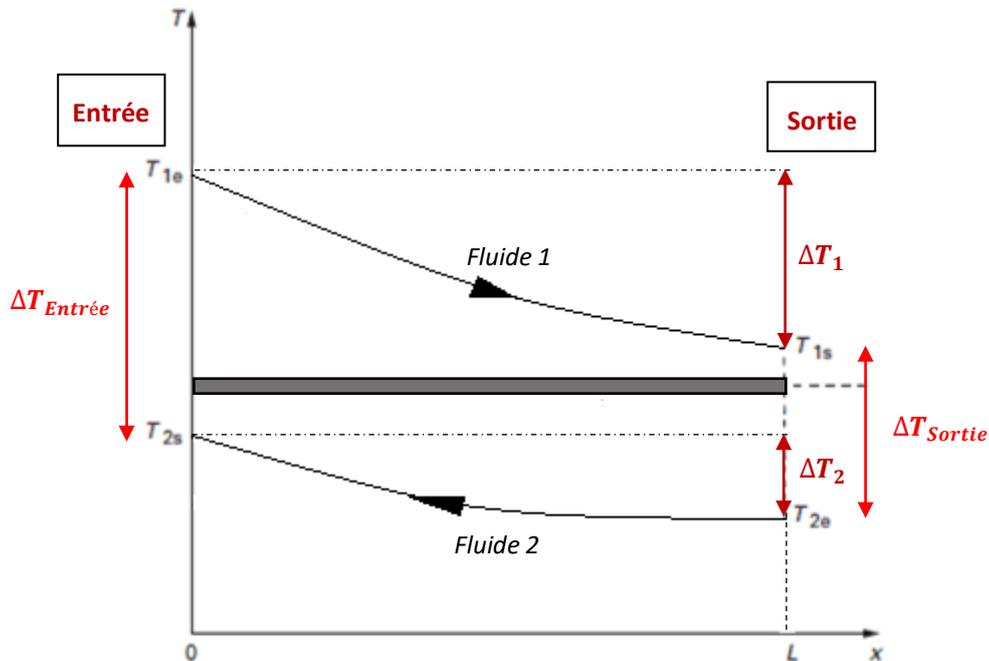


Figure III.6 : Profil longitudinal de températures dans un échangeur contre-courant.

Pour un écoulement à contre-courant, la différence de température moyenne :

$$\Delta T_{ML} = \Delta T_{\rightleftharpoons} = \frac{\Delta T_e - \Delta T_s}{\ln\left(\frac{\Delta T_e}{\Delta T_s}\right)} = \frac{(T_{1e} - T_{2s}) - (T_{1s} - T_{2e})}{\ln\left(\frac{T_{1e} - T_{2s}}{T_{1s} - T_{2e}}\right)}$$

$$A_{\rightleftharpoons} = \frac{q}{h_G \cdot \Delta T_{\rightleftharpoons}}$$

III.2.3. Efficacité d'un échangeur

Pour estimer les performances d'un échangeur de longueur L finie, on le fera par rapport à la puissance maximale q_{max} . On définit alors l'efficacité ε qui est le rapport entre la puissance réelle q , échangée par l'échangeur de longueur L , et la puissance maximale (q_{max}) pour un échangeur de longueur infinie.

$$\varepsilon_{\rightleftharpoons} = \frac{q_{réel}}{q_{max}} = \frac{\dot{C}_1(T_{1e} - T_{1s})}{\dot{C}_{min}(T_{1e} - T_{2e})} = \frac{\dot{C}_2(T_{2s} - T_{2e})}{\dot{C}_{min}(T_{1e} - T_{2e})}$$

III.3. Traitement thermique du lait en continu

Dans l'industrie laitière, l'objectif du traitement thermique est de détruire les micro-organismes présents dans le lait et de réduire l'activité des enzymes. En fonction des paramètres température-temps utilisés dans le traitement, on distingue :

La pasteurisation : le traitement thermique a lieu pour des valeurs de temps-température oscillant entre 15 et 30 secondes à 72–85 °C. La pasteurisation ne garantissant pas la destruction de tous les germes du lait, il faut donc, pour le conserver, le réfrigérer jusqu'à consommation.

La stérilisation : un traitement thermique capable de détruire tous les micro-organismes pathogènes et d'inactiver les enzymes. Elle s'effectue à 100–120 °C pendant 20 minutes.

Le traitement UHT : l'ultra-pasteurisation ou la stérilisation à températures ultra-hautes se base sur l'application d'une température très élevée (135–150 °C) pendant une durée très courte, voire quelques secondes (environ 2,5 secondes).

☞ Remarque

Après un traitement de stérilisation, le lait peut être conservé à température ambiante pendant une longue période du moment qu'il a été conditionné avec un emballage aseptique.

Le principe de traitement thermique du lait en continu (**fig. III.7**) consiste à porter le lait à sa température de traitement par échange de chaleur avec un fluide plus chaud, le maintenir à la température de traitement pendant un certain temps puis le refroidir. Dans la partie récupération, le lait entrant est réchauffé d'abord de T_e jusqu'à T_1 par du lait chaud T_3 provenant de la zone de chauffage.

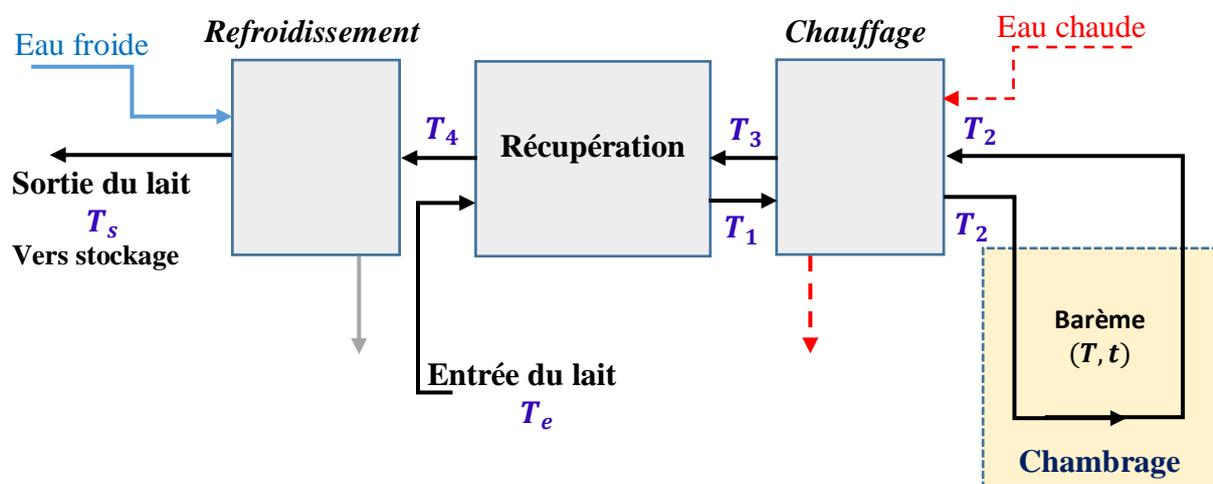


Figure III.7 : Schéma général d'une installation d'échangeurs de chaleur à contre-courant. Traitement thermique du lait.

Dans la zone de chauffage (circulation d'eau chaude) le lait sort à une température T_2 telle que T_2 est supérieure à T_1 et T_3 . Le lait est maintenu à la température T_2 qui est la température de traitement pendant un temps nécessaire dans la partie « **chambrage** » puis il est refroidi d'abord dans la zone de récupération par le lait circulant dans le sens inverse puis par de l'eau froide dans la zone de refroidissement pour le ramener à la température de stockage T_s .

☞ Remarque

L'insertion de la zone de récupération permet de réduire les coûts énergétiques. Afin d'assurer un meilleur taux de récupération de l'énergie, les fluides circulent à contre-courant. Toutefois, des échangeurs à co-courant peuvent également être utilisés.

La **figure III.8** montre des exemples d'échangeurs de chaleur et de chambreurs :

- **Les échangeurs à plaques** sont généralement construits en acier inoxydable pour la pasteurisation du lait. Leurs surfaces d'échange sont des plaques ondulées serrées les unes contre les autres par des vis dans une armature ne ménageant qu'un passage mince entre plaques pour les fluides. Les arrivées et départs des fluides s'effectuent par des trous disposés dans les coins, garnis de joints empêchant les mélanges entre les fluides (**fig. III.8a et b**).

- **Les échangeurs tubulaires** sont résistants à la pression. Les appareils coaxiaux (**fig. III.8d**) (ou à serpentins) sont souvent construits en acier inoxydable et utilisés en stérilisation de liquides.

- **Les échangeurs à faisceau et calandre** (**fig. III.8c**) sont très utilisés pour chauffer un fluide par de la vapeur en condensation.

- **Les échangeurs à surface raclée** (**fig. III.8e**) sont très utilisés pour chauffage ou le refroidissement de produits alimentaires fluides tels que les purées, les concentrés de jus, les crèmes glacées, etc. Le fluide frigorigène circule dans un espace annulaire tandis que le produit alimentaire circule à contre-courant dans un canal central « cylindre » équipé d'un rotor muni de racleurs éliminant en permanence des dépôts susceptibles de s'incruster sur la surface d'échange.

- **Le chambreur** : élément thermique extérieur qui sert à maintenir le lait à la température de pasteurisation pendant une durée spécifiée. Un chambreur est habituellement constitué d'un tube hélicoïdal ou en zig-zag (**figures III.8f et g**) et souvent recouvert d'une enveloppe métallique. La longueur du tube et le débit du lait traité sont calculés de manière à ce que le temps dans le chambreur soit égal au temps de chambrage requis.

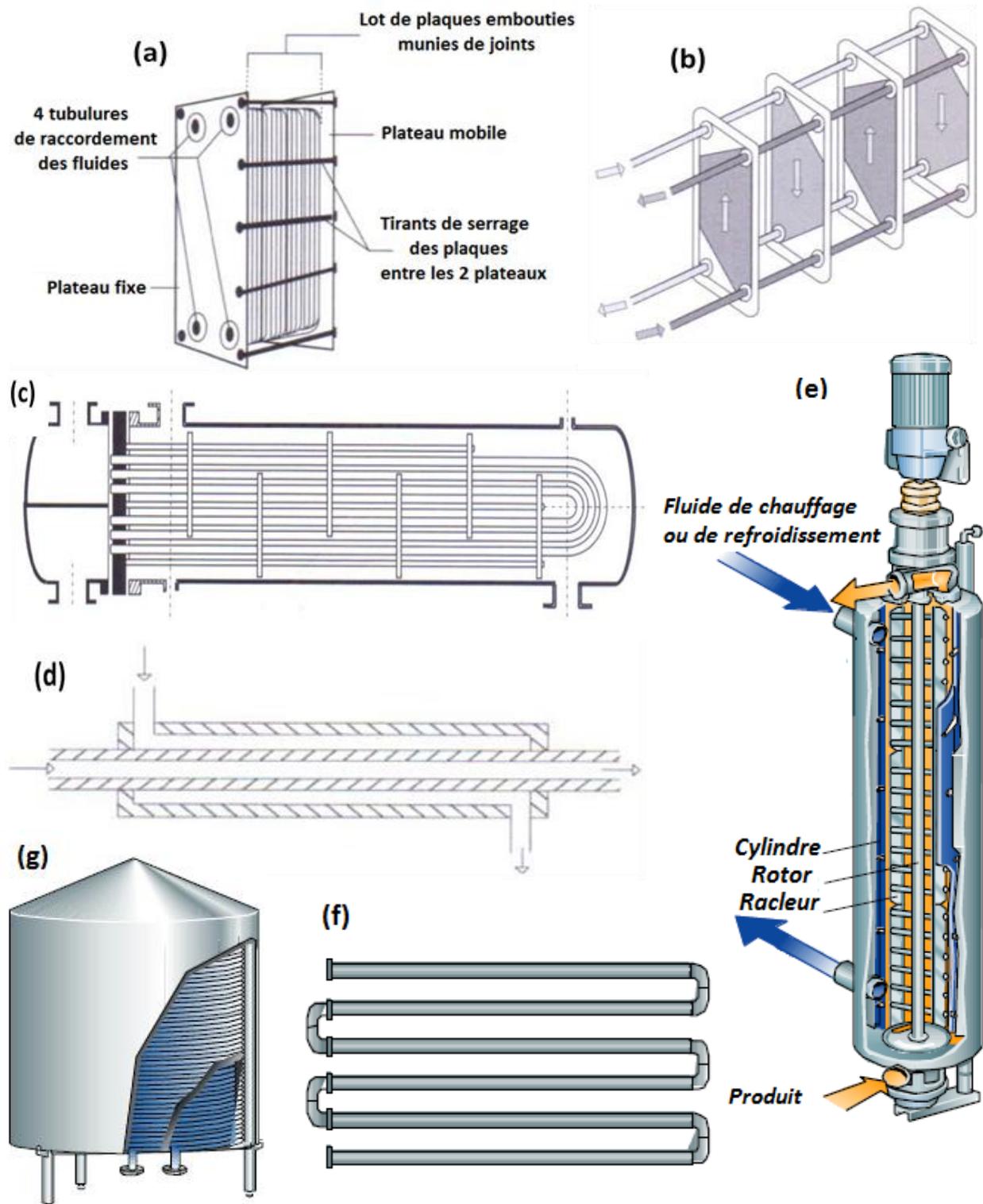


Figure III.8 : Exemples d'échangeurs de chaleur et de chambreurs.

- (a) échangeur à plaques (appareil). (b) schéma des plaques et des circulations des fluides.
 (c) échangeur tubulaire à faisceau et calandrie. (d) échangeur tubulaire coaxial.
 (e) échangeur de chaleur à surface raclée de type vertical. (f) chambreur à tube en zig-zag.
 (g) chambreur à tube hélicoïdal et enveloppe pour temps de chambrage prolongé.

Chapitre IV

Utilisation du froid dans les procédés
alimentaires

Chapitre IV : Utilisation du froid dans les procédés alimentaires

IV.1. Généralités

En agroalimentaire, le froid est utilisé pour conserver les aliments et préserver leur qualité mais aussi pour transformer la matière agricole par solidification, lyophilisation, cryobroyage, etc. De façon générale, le froid permet de ralentir la dégradation des produits en contrôlant les mécanismes de détérioration microbiologiques, enzymatiques, chimiques et physiques.

Les domaines de températures utilisées sont :

- ✓ En réfrigération : de -10 °C à 4-0 °C.
- ✓ En congélation jusqu'à -40 °C, avec conservation à -18 °C, -20 °C (les activités enzymatiques sont ralenties à -8 °C et arrêtées à -40 °C).

IV.2. Processus de réfrigération

IV.2.1. Principe de réfrigération

La réfrigération d'un produit est un processus d'abaissement de température de ce produit au-dessous de la température ambiante. La réfrigération repose sur le principe d'absorption de chaleur lorsqu'un liquide est transformé en vapeur. On sait que l'eau à la pression atmosphérique ($P = 1 \text{ atm} \sim 100 \text{ kPa}$) bout à 100 °C mais lorsque la pression est supérieure ou inférieure à la pression atmosphérique, la température d'ébullition de l'eau change. Lorsqu'on réduit la pression au-dessous de la pression atmosphérique (détente) un vide se crée et l'eau bout à une température inférieure à 100 °C. Par exemple, il est possible de faire bouillir l'eau à 10 °C en raccordant une pompe à vide à un réservoir d'eau et en réduisant la pression absolue à 1,25 kPa (0,0125 atm). Si l'on place ce réservoir d'eau dans une pièce isolée dans laquelle de l'air circule à 20 °C, alors ce dernier cède sa chaleur à l'eau qui s'évapore et l'air à son tour se refroidit, donc l'eau sert de **frigorigène**. Pour que la pression et la température à l'intérieur du milieu restent constantes, on doit extraire continuellement la vapeur d'eau produite (système de ventilation). En plus, pour atteindre une pression de 1,25 kPa, il va falloir fournir beaucoup d'énergie, donc il serait plus simple d'utiliser des liquides dont la température d'ébullition est la même à des pressions bien plus élevées. Ces liquides ont une pression de vapeur supérieure à celle de l'eau. Par exemple, l'ammoniac est un frigorigène très courant, il bout à la pression atmosphérique à une température d'environ -33 °C. Si l'on réduit la pression à 50 kPa (0,5 atm), l'ammoniac bout à -45 °C.

IV.2.2. Système de réfrigération

a. Principe d'un système de réfrigération

Un **système de réfrigération** est un circuit fermé composé principalement d'un **évaporateur**, **compresseur**, **condenseur** et une **vanne de détente** qui assurent le passage du frigorigène entre l'état gazeux et l'état liquide (**fig. IV.1**).

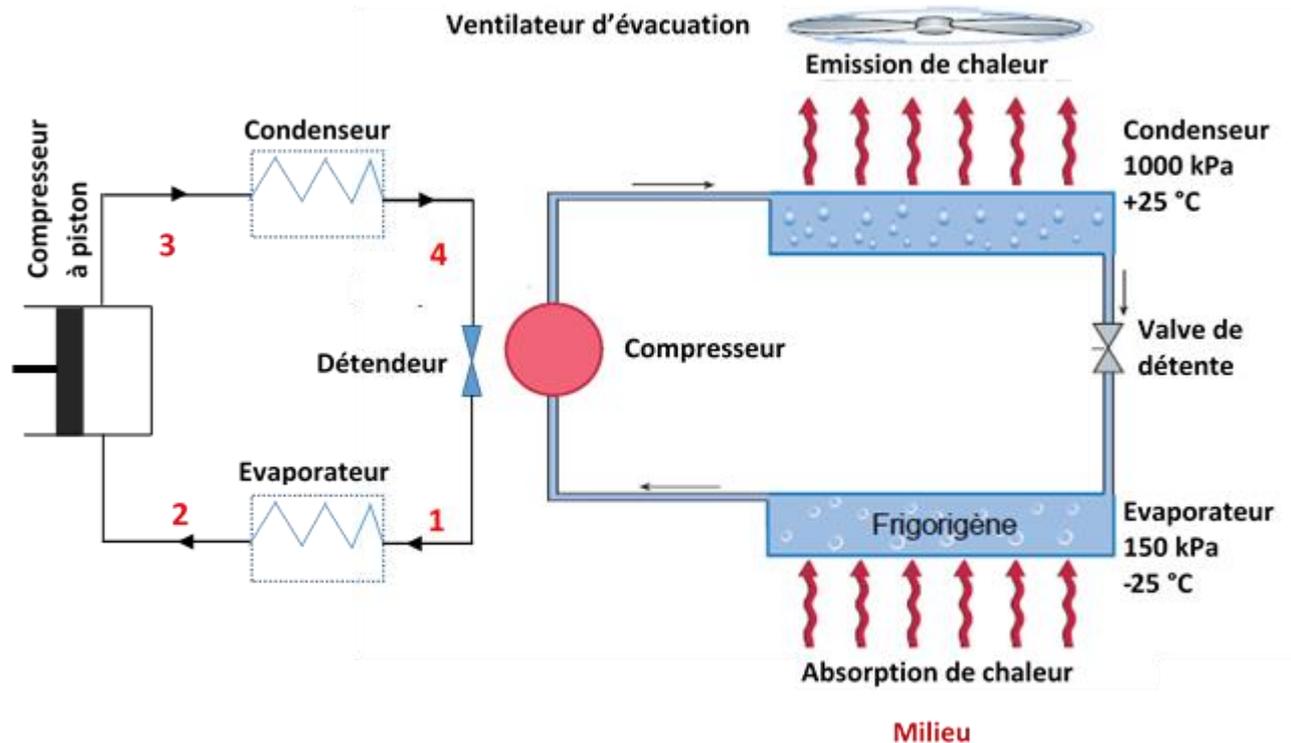


Figure IV.1 : Schéma de principe d'un système de réfrigération avec frigorigène.

Le frigorigène (ammoniac) présent dans l'évaporateur sous basse pression ($P = 150 \text{ kPa}$, $T = -25 \text{ °C}$), absorbe la chaleur du milieu ambiant (chemin 1 à 2). La vapeur produite lors de l'évaporation continue d'une partie du frigorigène est extraite au moyen d'un compresseur, qui maintient ainsi la pression du frigorigène et sa température de vaporisation à un niveau constant. Le compresseur comprime les vapeurs du frigorigène (chemin 2 à 3) à une pression supérieure environ 1000 kPa ce qui correspond à une température de vaporisation de +25 °C puis le gaz est évacué vers le condenseur, où il se refroidit et se condense, c'est-à-dire, il devient liquide (chemin 3 à 4) en le refroidissant par de l'eau ou de l'air. La chaleur que l'ammoniac a absorbée dans l'évaporateur est libérée dans le condenseur. Ensuite, du condenseur, l'ammoniac liquide condensé doit retourner à l'évaporateur. Le liquide passe alors par la vanne de détente, qui réduit la pression (chemin 4 à 1). La valve de détente est réglée pour détendre la pression exactement au niveau approprié (le liquide prend la pression qui existe dans l'évaporateur).

b. Évaporateur

Dans l'installation de réfrigération, l'évaporation du frigorigène a lieu dans l'évaporateur. Les **évaporateurs à calandre et à plaques** sont les plus utilisés dans les laiteries. Ils permettent d'extraire la chaleur des fluides réfrigérants (eau glacée, saumure (solution salée) et les alcools qui ont un point de congélation inférieur à 0 °C (glycol)), et de refroidir ainsi les produits dans les échangeurs de chaleur du procédé. On distingue aussi les **évaporateurs à serpentin pour accumulation de glace (fig. IV.2a)** qui sont placés dans un réservoir d'eau pour produire de l'eau glacée. Au cours de la nuit, l'eau gèle au niveau d'une nappe de tubes dans lesquels circule un frigorigène. Après fusion de la glace (le jour), une bonne partie de la capacité de réfrigération de cette accumulation de glace est retirée.

c. Compresseur

Le compresseur permet d'augmenter la température du frigorigène gazeux en le comprimant à une haute pression. Le travail effectué par le compresseur est transféré au gaz sous la forme de chaleur qui doit être éliminée par refroidissement dans le condenseur. Le **compresseur à piston** où le gaz est aspiré dans des cylindres puis comprimé par les pistons est le plus utilisé. Le **compresseur à vis (fig. IV.2b)** est particulièrement utilisé pour les puissances supérieures. Dans ce type de compresseur, la rotation de deux rotors hélicoïdaux installés dans un corps commun permet d'aspirer le gaz dans l'entredent dont le volume se réduit progressivement à mesure que le gaz captif se déplace le long des rotors, ce qui comprime le gaz et augmente sa pression. La vapeur comprimée continue jusqu'au condenseur.

d. Condenseur

La chaleur absorbée dans l'évaporateur et celle transmise à la vapeur dans le compresseur sont récupérées au niveau du condenseur par refroidissement. Le **condenseur à tubes** est le type le plus courant (**fig. IV.2c**). Sous l'effet de l'eau de refroidissement qui circule à l'intérieur des tubes, le frigorigène se condense sur la surface externe des tubes.

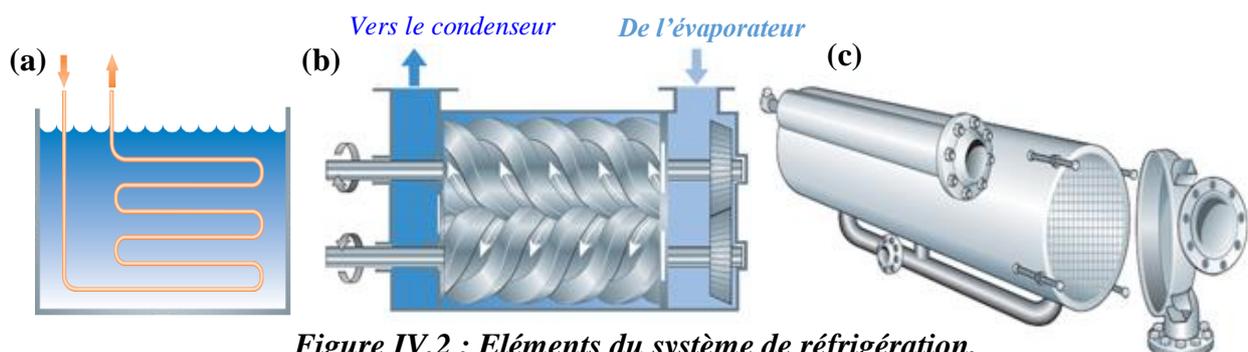


Figure IV.2 : Eléments du système de réfrigération.

(a) évaporateur à serpentin. (b) compresseur à vis. (c) condenseur à tubes.

IV.3. Congélation

IV.3.1. Principe de congélation

La congélation est un refroidissement lent conduisant à la formation de glace. Au cours du refroidissement d'un liquide (eau) pur, la température s'abaisse avec une vitesse constante. Au point de congélation du liquide, le premier cristal de glace apparaît et la congélation se fait à température constante. La **surgélation** est une forme de congélation, mais elle désigne un refroidissement brutal à très basse température (environ -40 °C) d'un produit pré-refroidi, peu épais, pour atteindre et maintenir la température au cœur du produit à -18 °C . Dans le cas de la surgélation, il y a apparition de cristaux qui sont multiples et très fins.

IV.3.2. Mécanisme de transfert de chaleur par congélation au sein d'un aliment

La chaleur est retirée de l'aliment par sa surface, soit par transfert convectif (air, fluide frigorigène) soit par conduction au contact d'une surface réfrigérée. Lorsque le produit devient plus froid que la température de congélation initiale, l'eau commence à geler pour donner la glace pure et, la concentration en soluté (produit sans phase aqueuse) augmente, s'accompagnant d'une diminution de la température de congélation du produit. Pour retirer la chaleur de l'intérieur du produit, il doit y avoir conduction à travers la couche externe congelée. Tandis que le front de congélation progresse vers le « centre thermique » du produit, il peut aussi y avoir déformation et une variation des propriétés thermo-physiques (conductivité et capacité thermique). Le centre thermique est défini comme le point du produit où la température est la plus élevée en fin de processus de congélation.

☞ Exemple

Le processus de refroidissement et de congélation d'un bloc de viande dans un courant d'air froid comprend une phase de refroidissement du produit de la température initiale (4 °C) à la température de congélation (0 °C) du centre thermique du bloc. Ensuite vient la phase de formation de la glace, de 0 °C jusqu'à -5 °C , qui se traduit par la congélation de la plus grande partie d'eau. Enfin le produit est refroidi jusqu'à la température finale (-18 °C) avant stockage.

☞ La quantité de chaleur retirée ou absorbée lors du passage de la glace en eau ou l'inverse sans changement de température est appelée **chaleur latente de fusion ou de solidification** qui doit être prise en considération pour le calcul de la quantité d'énergie mise en jeu.

IV.3.3. Temps de congélation - équation de *Plank*

Le temps ou la durée du palier de congélation est calculé en utilisant l'équation générale de *Plank* qui suppose la formation à partir de la surface d'une couche de glace d'épaisseur x , et de masse volumique ρ (kg de glace par m³ de produit), et le produit congelé ayant une conductivité λ . La formule de Plank exprime le temps t de congélation à cœur :

$$t = \frac{\rho \cdot \Delta H}{\theta_p - \theta_M} \cdot \frac{x}{a} \left(\frac{1}{h} + \frac{x}{2\lambda} \right)$$

x : paramètre qui varie selon trois cas, il peut être la demi épaisseur d'une plaque refroidie par ses deux faces, le rayon d'un cylindre ou d'une sphère ;

a : coefficient qui prend respectivement les valeurs 1, 2 ou 3 selon les trois cas cités en-dessus ;

θ_M : température du milieu de refroidissement ;

θ_p : température de congélation du produit, du cœur jusqu'au front de congélation ;

ΔH : enthalpie de fusion de la glace ;

h : coefficient de transfert de chaleur en surface, il est considéré constant durant la congélation.

IV.3.4. Matériel de congélation

Les différents types de congélateurs sont choisis suivant la capacité, la nature et le temps de séjour du produit.

a. Congélateurs cryogéniques à pulvérisation ou immersion

Immersion du produit emballé dans un liquide froid tel que l'azote liquide (-196 °C) ou le dioxyde de carbone (-79 °C) ou encore dans un dispositif contenant une cuve à saumure (chlorure de calcium à -21 °C) (**fig. IV.3**).

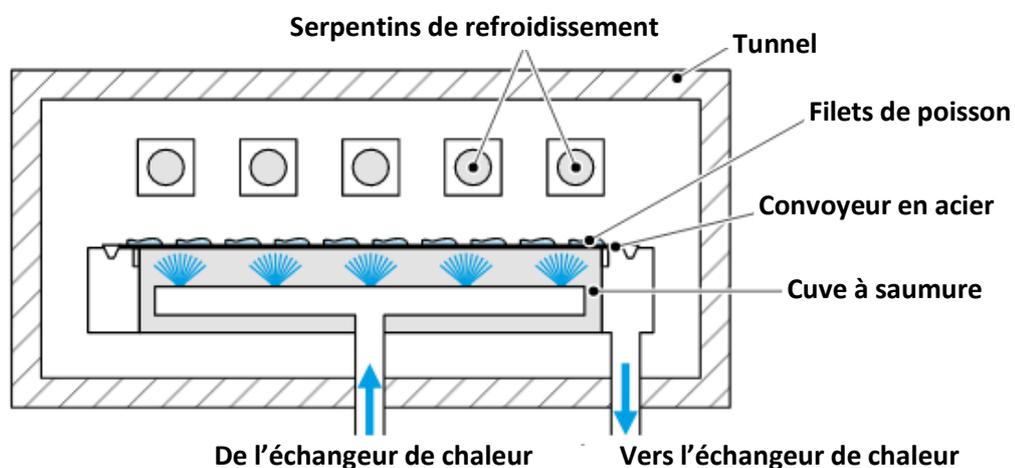


Figure IV.3 : Schéma de principe de la congélation à pulvérisation ou immersion.

b. Congélateurs à l'air froid en tunnels, avec ou sans tapis perforé

L'air circule à contre-courant ou à travers la couche du produit. Le produit transfère sa chaleur à l'air qui est refroidi au moyen d'échangeurs. Dans ces échangeurs circule généralement de l'ammoniac. Certaines installations fonctionnent avec des tapis roulants sur lesquels sont disposés les produits (**fig. IV.4**).

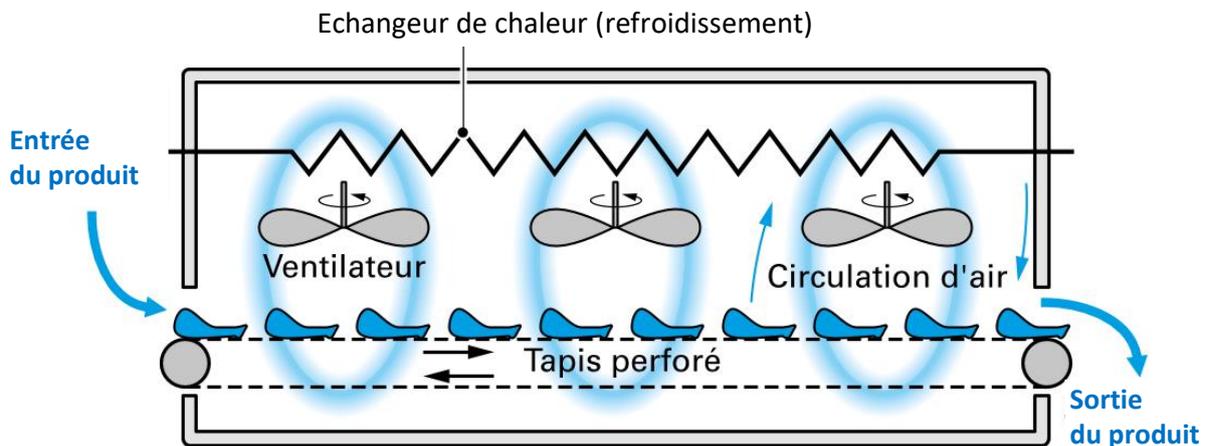


Figure IV.4: Schéma de principe de la congélation par courant d'air froid.

c. Congélateurs à plaques et, à surface raclée

Contact uniforme et efficace du produit avec une surface solide et froide d'un échangeur.

IV.4. Techniques de refroidissement dans l'industrie laitière

Le chauffage et le refroidissement sont des opérations très courantes dans l'industrie laitière. Les étapes du procédé de traitement du lait exigent souvent que l'on chauffe le produit à une certaine température. Sachant que l'élévation de la température pourrait entraîner une augmentation de l'activité des micro-organismes et des réactions de dégradation chimique, il est donc important de réduire rapidement la température du produit. En effet, juste après la réception du lait, celui-ci est souvent refroidi à basse température (4 à 6 °C). Après pasteurisation, le lait est également refroidi à basse température. Pour cela, des techniques de refroidissement sont mises en œuvre dans l'ensemble des procédés de transformation du lait et des produits dérivés du lait (yaourt, beurre, fromage, crèmes glacées). Le froid est généralement produit par échange de chaleur avec un fluide capable de retirer une certaine quantité de chaleur à un milieu. L'échange peut avoir lieu par contact direct entre le produit et le fluide frigorigène ou avec un fluide intermédiaire réfrigéré (air) ou dans une solution de saumure ou bien à travers la surface refroidie de la paroi d'un échangeur.

Certaines techniques de refroidissement utilisées dans le secteur laitier sont résumées dans le tableau ci-dessous.

Tableau IV.1 : Utilisation du froid lors du traitement du lait et des produits laitiers.

Produit	Technique de refroidissement	Objectif du refroidissement	Température recherchée
<i>Lait</i>	Refroidissement en tanks à lait (après traite).	Ralentissement du développement bactérien.	Refroidissement de la première traite de 32 °C à 10 °C pendant la première heure. Maintien de la température à 4,4 °C.
	Refroidissement dans un échangeur à plaques après pasteurisation.	Ralentissement du développement bactérien.	Retour à la température de 4,4 °C.
	Stockage et distribution		Entre 0,6 °C et 4,4 °C.
<i>Yaourt</i>	- Lorsque la fermentation a lieu dans l'emballage, le produit est introduit dans des tunnels à air sec et froid. - Lorsque le refroidissement est produit après la fermentation et avant l'emballage, le yaourt incubé est refroidi rapidement à l'aide d'échangeurs à plaques.	Limitation du développement bactérien. Contrôle de la fermentation en stoppant l'acidification du yaourt.	Faire descendre la température du produit à 15 °C.
<i>Beurre</i>	Refroidissement après pasteurisation par circulation d'eau glacée dans l'enveloppe de la baratte ou dans un échangeur à plaques.	Ralentissement du développement bactérien. Cristallisation des graisses.	4,4 °C
<i>Fromage</i>	Mûrissement des fromages en chambre froide.	Contrôle du mécanisme de fermentation.	Selon la nature des fromages. Exemple : 7 °C et 70 % en humidité
<i>Crèmes glacées</i>	Refroidissement en cours d'élaboration.	Ralentissement du développement bactérien.	4,4 °C
	Congélation partielle dans des échangeurs à surface raclée.	Élaboration de la crème glacée avec la consistance recherchée.	-4 °C à -9 °C selon la composition et la consistance de la crème.
	Durcissement du produit pour stockage et transport dans des tunnels à circulation forcée d'air.	Durcissement de la crème pour transport.	-29 °C à -35 °C.

Chapitre V

Opérations de séparations physique et
membranaire

Chapitre V : Opérations de séparations physique et membranaire

V.1. Généralités

Afin d'assurer la qualité d'un produit laitier fini, celui-ci doit répondre aux exigences de la norme et de la technologie laitière. Pour cela, la composition du lait est souvent modifiée afin d'arriver au produit avec les propriétés organoleptiques et nutritionnelles désirées, soit par la modification de la teneur en matière grasse, ou de la teneur en lactose et des protéines, etc. Ces opérations sont des opérations de séparation basées sur la différence de la masse volumique des constituants, l'action de la pesanteur ou de la force centrifuge (décantation, centrifugation), ou encore sur la différence de la taille ou de la charge des constituants (filtration).

V.2. Décantation gravitaire

V.2.1. Principe

La **séparation des constituants du lait par décantation** a lieu lorsque les éléments dispersés tels que les globules gras, les insolubles protéiques, les cristaux de lactose, etc. possèdent une masse volumique différente de celle de la phase dispersante. Par exemple, la séparation des globules gras du lait a lieu spontanément puisque la masse volumique du globule gras ($\rho_{20^\circ\text{C}} \sim 916 \text{ kg.m}^{-3}$) est inférieure à celle du lait écrémé ($\rho_{20^\circ\text{C}} \sim 1035 \text{ kg.m}^{-3}$) donc les globules gras flottent. En effet, au repos, les globules gras ont tendance à remonter et former une couche de crème à la surface (**fig. V.1a**). De façon générale, le déplacement d'une particule sphérique soumise à l'effet de la force de frottement qui est due à la résistance entre la particule et le liquide (viscosité) et de la force d'Archimède d'une part, et à l'action de la pesanteur d'autre part (**fig. V.1b**) a lieu selon la loi de *Stokes*.

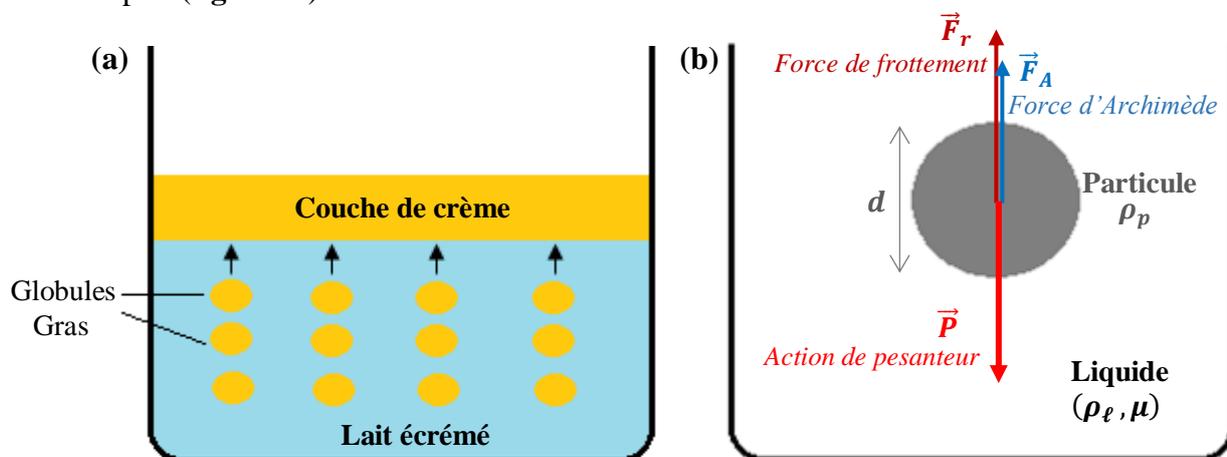


Figure V.1 : Principe de décantation.

(a) lait laissé au repos. (b) décantation d'une particule sous l'action de la pesanteur.

La loi de *Stokes* décrit la vitesse de décantation d'une **particule sphérique soumise à l'action de la pesanteur** par :

$$v = \frac{d^2}{18\mu} (\rho_p - \rho_\ell) g$$

v : vitesse de décantation ou déplacement de la particule (m.s⁻¹) ;

d : diamètre de la particule sphérique (m) ;

μ : viscosité du liquide (phase dispersante) (Pa.s) ;

ρ_p et ρ_ℓ : masses volumiques de la particule et du liquide, respectivement (kg.m⁻³) ;

$(\rho_p - \rho_\ell)$: différence de poids spécifique entre la particule et le liquide ;

g : accélération gravitaire (m.s⁻²).

☞ Exemple

Connaissant les caractéristiques du lait écrémé et d'un globule gras de diamètre, $d = 3 \mu\text{m}$, correspondant à une température ambiante d'environ 35°C :

- $\rho_p = 980 \text{ kg.m}^{-3}$
- $\rho_\ell = 1\,028 \text{ kg.m}^{-3}$
- $\mu = 1,42 \cdot 10^{-3} \text{ kg.m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$

La vitesse de déplacement du globule gras est calculée à l'aide de la formule de la loi de *Stokes*. On donne $g = 9,81 \text{ m.s}^{-2}$, on obtient alors :

$$v = \frac{(3 \times 10^{-6})^2}{18 \times 1,42 \times 10^{-3}} \times (980 - 1028) \times 9,81 = 0,166 \cdot 10^{-6} \text{ m.s}^{-1}$$

La température influe largement sur la vitesse de décantation puisqu'elle a un effet sur la viscosité. Plus la température augmente plus la viscosité de la phase dispersante diminue, donc la vitesse de la particule augmente.

☞ Exemple

La viscosité du lait écrémé diminue de $2 \cdot 10^{-6} \text{ Pa.s}$ à 20 °C à $0,6 \cdot 10^{-3} \text{ Pa.s}$ à 80 °C tandis que la vitesse de déplacement d'un globule gras de diamètre $d = 2 \cdot 10^{-6} \text{ m}$, sous l'action de la pesanteur, augmente de $1,3 \cdot 10^{-7} \text{ m.s}$ à 20 °C à $4,6 \cdot 10^{-7} \text{ m.s}$ à 80 °C. Donc la décantation est accélérée par le chauffage. C'est pourquoi le lait est souvent réchauffé lors de la séparation des globules gras.

V.2.2. Séparation des particules en décanteur horizontal (en phase liquide)

D'après la **figure V.2**, la particule est soumise à une vitesse de passage v_p , et à une vitesse de chute v_c donnée par la loi de Stokes, telles que :

$$\begin{cases} v_c = \frac{h}{t_c} \\ v_p = \frac{L}{t_p} \end{cases}$$

L : longueur du décanteur (m) ;

h : hauteur du décanteur (m) ;

t_c et t_p : temps respectifs de chute et de passage de la particule dans le décanteur (s).

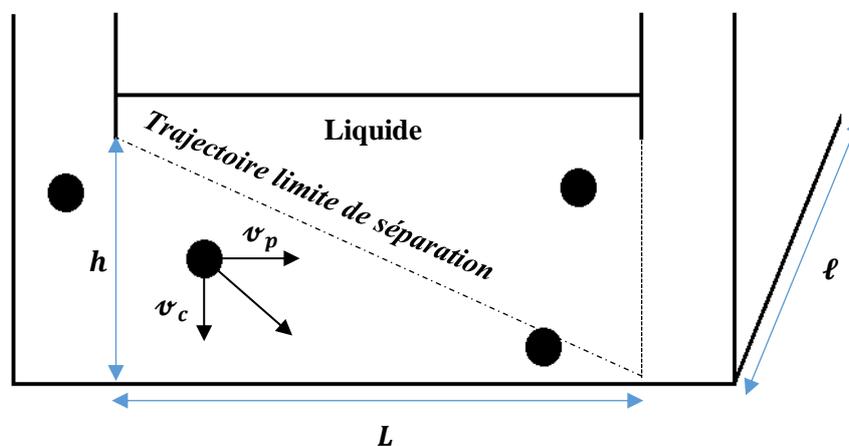


Figure V.2 : Décanteur statique horizontal.

On considère que la particule est séparée si seulement le temps de chute de la particule est inférieur ou égal au temps de passage de la particule dans le décanteur, soit :

$$t_{chute} \leq t_{passage}$$

Donc, la vitesse maximale de passage de la particule dans le décanteur est définie ainsi :

$$v_{pMax} \leq \frac{L}{h} \cdot v_c$$

Le débit volumique dans le décanteur :

$$\dot{V} = S \cdot v_p = h \cdot \ell \cdot v_p$$

$S = h \cdot \ell$: section du décanteur (m²), ℓ représente la largeur du décanteur.

Le **débit limite** permettant la séparation de la particule est :

$$\dot{V}_{limite} = A \cdot v_c = \ell \cdot L \cdot v_c$$

$A = \ell \cdot L$: surface horizontale du décanteur (m²).

V.3. Centrifugation

V.3.1. Principe

Selon la formule de *Stokes*, la vitesse de décantation augmente lorsque la viscosité de la phase dispersante diminue sous l'effet de l'augmentation de la température. Cependant une température trop élevée pourrait entraîner une dégradation des produits traités. Il serait alors plus intéressant de jouer sur l'accélération et faire une décantation sous l'action de **l'accélération centrifuge** au lieu de **l'accélération gravitaire**. L'accélération centrifuge varie selon le rayon r qui représente la distance qui sépare la particule et l'axe de rotation, et en fonction de la vitesse de rotation L'accélération centrifuge a , est définie par :

$$a = r \cdot \omega^2$$

En remplaçant le terme d'accélération gravitaire dans l'équation de la loi de *Stokes* par l'expression de l'accélération centrifuge, on déduit la formule de la vitesse de déplacement d'une particule sous l'effet de la force centrifuge, soit :

$$\dot{v} = \frac{d^2}{18\mu} (\rho_p - \rho_\ell) r \cdot \omega^2$$

☞ Exemple

Sachant que $\rho_p = 980 \text{ kg.m}^{-3}$, $\rho_\ell = 1028 \text{ kg.m}^{-3}$, et $\mu = 1,42 \cdot 10^{-3} \text{ kg.m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$, la vitesse de déplacement d'un globule gras, $d = 3 \text{ }\mu\text{m}$, dans un séparateur centrifuge tournant à 5400 tr/mn et se trouvant à une distance de 0,2 m, est calculée comme suit :

- Pour une vitesse de rotation de 5400 tr/mn, la vitesse angulaire ω sera :

$$\omega = \frac{2 \times \pi \times 5400}{60} = 565,2 \text{ rad/s}$$

D'où :

$$\dot{v} = \frac{(3 \times 10^{-6})^2}{18 \times 1,42 \times 10^{-3}} (980 - 1028) \times 0,2 \times (565,2)^2 = 0,108 \cdot 10^{-2} \text{ m.s}^{-1}.$$

Dans le secteur laitier, le principe de la séparation par centrifugation est utilisé dans :

- Les séparateurs centrifuges utilisés pour la séparation de phases légères (matière grasse) ou lourdes (impuretés du lait, spores de micro-organismes, etc.), et pour la clarification et la séparation des particules solides d'un liquide.
- Les cyclones utilisés pour la séparation de particules solides (poudres de lait) en suspension dans l'air à la sortie d'une tour de séchage.

V.3.2. Ecrémage et clarification du lait dans une centrifugeuse avec assiettes

Le lait est introduit dans le bol d'un séparateur centrifuge par les orifices de distribution des assiettes (**fig. V.3**). Sous l'effet de la force centrifuge, les solides et les globules gras commencent par se déposer dans le sens radial dans les canaux de séparation en fonction de leur masse volumique par rapport à celle du lait écrémé. Les impuretés solides du lait de densité plus élevée se déposent rapidement vers l'extérieur (périphérie du séparateur), et sont recueillies dans la chambre à boues. Tandis que les globules gras (crème) qui sont moins denses que le lait écrémé se déplacent dans les canaux vers l'intérieur en direction de l'axe de rotation, puis continuent jusqu'à l'orifice de sortie. Le lait écrémé se déplace vers la chambre extérieure.

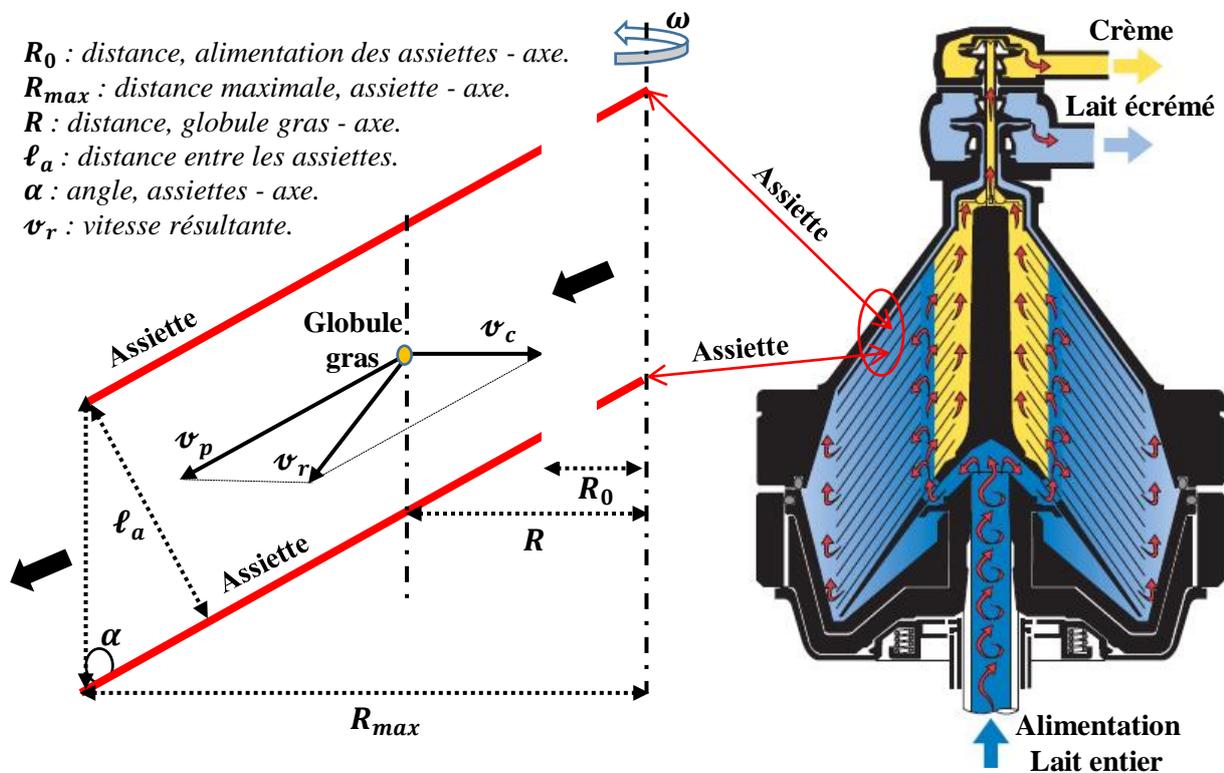


Figure V.3 : Principe de séparation dans une centrifugeuse avec assiettes.

Un globule gras se trouvant entre deux assiettes tend à se déplacer d'une part avec la phase dispersante (lait écrémé) avec une vitesse d'entraînement v_p , et d'autre part, à se déposer de façon centrifuge avec une vitesse v_c .

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Vitesse due à la force centrifuge : } v_c = \frac{d^2}{18\mu} (\rho_p - \rho_l) R \cdot \omega^2 \\ \text{Vitesse due au débit } \dot{V} \text{ de passage du liquide entre assiettes : } v_p = \frac{\dot{V}}{2\pi R \cdot \frac{l_a}{\sin \alpha}} \end{array} \right.$$

V.4. Filtration sur support

V.4.1. Définition

La filtration est une opération de séparation des phases d'un mélange liquide-solide ou gaz-solide. La filtration **sur support**, également appelée filtration **en surface** ou **sur membrane**, est utilisée généralement pour la filtration de suspensions fortement chargées en matières solides. Lors de l'opération de filtration d'un mélange liquide-solide, on récupère un liquide purifié appelé **filtrat**, tandis que les particules de la matière solide se déposent sur le **support** ou le **filtre** sous forme d'un précipité appelé **gâteau** (**fig. V.4**). Le degré de purification du filtrat varie selon les dimensions des particules, la texture du support et le temps. Le support est soit une grille, toile, membrane, etc.

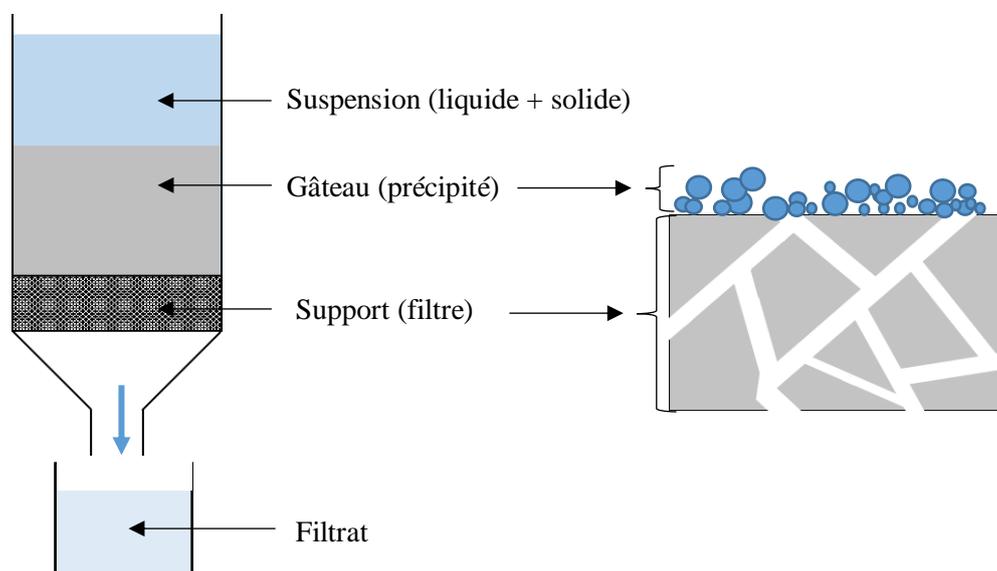


Figure V.4 : Mécanisme de la filtration sur support.

V.4.2. Conditions de filtration

Pour que la suspension puisse traverser le filtre, il doit y avoir une différence de pression entre l'amont et l'aval de l'élément filtrant. Cette pression peut découler du poids (par unité de surface) de la suspension au-dessus du filtre ou bien par action d'une force centrifuge. Il est possible d'accroître la pression à l'entrée du filtre en l'alimentant par une pompe (à piston plongeur, à membrane, etc.) ou bien mettre la sortie du filtre en dépression par rapport à l'atmosphère (filtres sous vide). Lors du processus de filtration, comme la résistance à l'écoulement augmente avec le temps, on conçoit que si le filtre est alimenté sous pression constante le débit diminue dans le temps, tandis que si l'on désire un débit constant, il est nécessaire d'accroître régulièrement la pression de filtration.

V.4.3. Principe de la filtration sur support

a. Équations de base : *Loi de Darcy*

L'équation de *Darcy* est appliquée à la couche de gâteau (**fig. V.5**).

$$\dot{V} = \frac{S \cdot \Delta P}{\mu \cdot R_m}$$

\dot{V} : débit volumique ;

R_m : résistance hydraulique de la membrane (m^{-1}) ;

elle dépend du diamètre, et de la densité des pores, et de l'épaisseur de la membrane ;

ΔP : perte de charge ou pression transmembranaire ;

μ : viscosité dynamique du filtrat ;

S : surface filtrante (filtre).

On peut exprimer l'équation de *Darcy* en terme de densité de flux (débit volumique par unité de surface), appelée, **densité de flux de perméation** :

$$J_p = \frac{\Delta P}{\mu \cdot R_m}$$

J_p est exprimée en $m \cdot s^{-1}$ ou bien $L \cdot s^{-1} \cdot m^{-2}$.

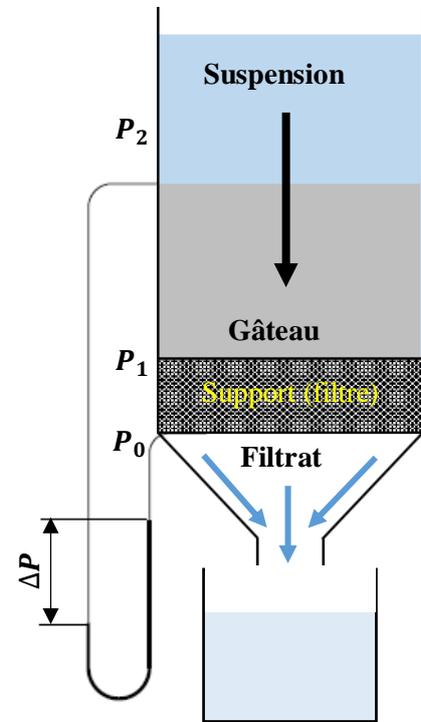


Figure V.5 : Schéma de principe de la filtration sur support.

D'autres résistances s'ajoutent à R_m : une résistance hydraulique supplémentaire due aux dépôts, notée par R_p , et une résistance complémentaire due au phénomène d'encrassement, notée par R_f .

$$J_p = \frac{\Delta P}{\eta(R_m + R_p + R_f)}$$

La pression transmembranaire ΔP représente la force agissante de l'opération qui détermine la productivité (flux de perméation) mais aussi la **sélectivité** du procédé.

La sélectivité de la membrane dépend des caractéristiques de celle-ci, de la couche de gâteau et des paramètres de filtration. Elle est définie par un taux de rétention apparent (T_R) :

$$T_R = \frac{C_R - C_P}{C_R}$$

C_P : concentration en soluté du fluide (perméat).

C_R : concentration en soluté du fluide (rétentat).

V.4.4. Procédé de filtration membranaire

a. Principe du procédé de séparation membranaire

La filtration sur membrane est un procédé de séparation en phase liquide qui utilise des membranes dont les diamètres de pores varient selon le type de filtration envisagée. Le principe d'un procédé de filtration membranaire (**fig. V.6**) consiste à séparer une suspension par perméation à travers des membranes perméselectives sous l'action d'un gradient de pression.

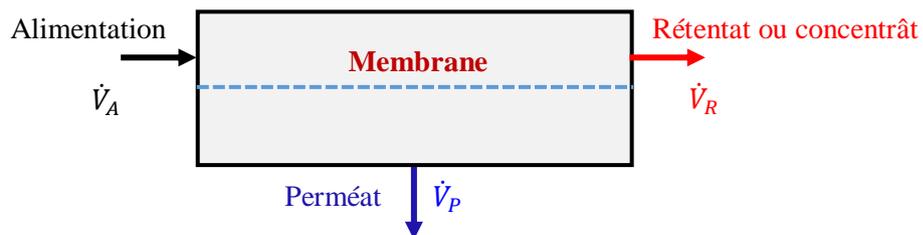


Figure V.6 : Schéma de principe du procédé de séparation membranaire.

L'alimentation de débit \dot{V}_A se divise au niveau de la membrane en deux fractions :

- une fraction qui passe à travers la membrane appelée perméat ou filtrat de débit \dot{V}_P .
- une fraction de fluide n'ayant pas franchi la membrane, où se concentrent les molécules ou particules retenues par la membrane, appelée concentrât ou rétentat de débit \dot{V}_R .

Le flux valorisé est, selon le cas, le perméat, par exemple, lors de la déminéralisation des eaux ou le rétentat (extraction des protéines du lactosérum, concentration de jus de fruits, etc.).

On distingue généralement 4 formes de filtration membranaire :

- **La microfiltration** : diamètres de pores des membranes compris entre 0,1 et 10 μm . Cette technique permet la rétention des particules en suspension, des bactéries, etc.

- **L'ultrafiltration** : diamètre de pores des membranes compris entre 1 et 100 nm. De telles membranes laissent passer les petites molécules (eau, sels) et arrêtent les molécules de masse molaire élevée (polymères, protéines, colloïdes).

- **L'osmose inverse** : utilise des membranes denses, sans porosité apparente, qui laissent passer le solvant (eau dans la plupart des cas) et arrêtent à peu près tous les solutés, y compris les sels. Cette technique est typiquement utilisée pour la déminéralisation des eaux (production d'eau ultra pure) et pour la concentration de solutions (concentration de jus de fruits).

- **La nanofiltration** : permet la rétention de composés ayant une taille 10 \AA . Parmi ses champs d'applications, on cite la déminéralisation sélective (adoucissement des eaux) et la concentration de composés organiques de faible masse molaire (antibiotiques).

b. Modes de filtration

Une opération de filtration membranaire peut être mise en œuvre selon deux configurations différentes : en mode frontal (**fig. V.7a**) ou tangential (**fig. V.7b**).

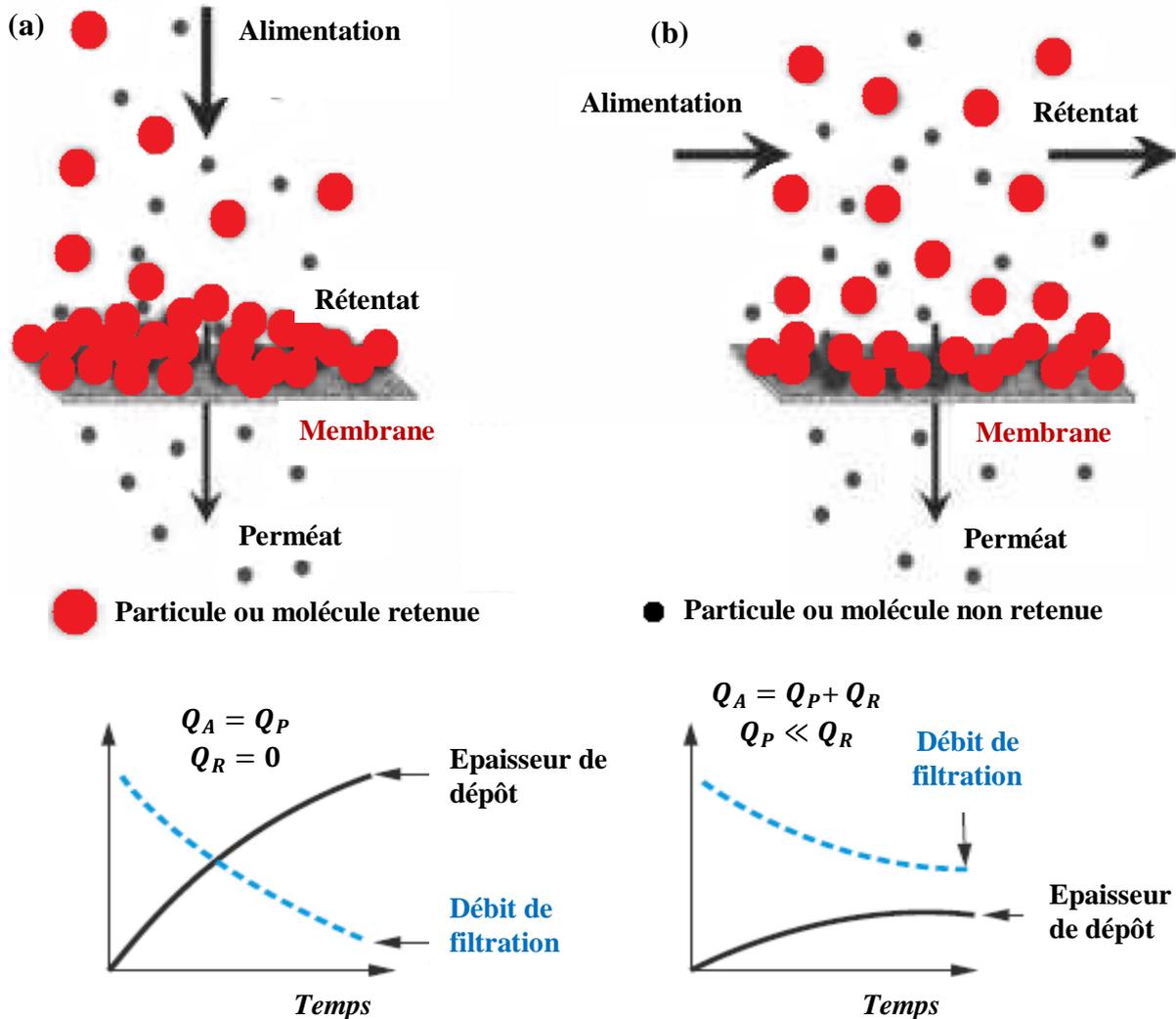


Figure V.7 : Schéma de principe de la filtration sur support. (a) frontale et (b) tangentielle.

Lors d'une filtration classique le fluide ou la suspension à filtrer circule perpendiculairement à la membrane. Il en découle un débit de rétentat nul (**fig. V.7a**). Ce mode de fonctionnement induit une accumulation importante de matière à la surface de la membrane au cours de son utilisation, ce qui en réduit progressivement la perméabilité et diminue le débit de filtration. Afin de limiter le phénomène d'accumulation de la matière à la surface de la membrane, la filtration en mode tangential consiste à imposer au fluide à filtrer une circulation parallèle à la surface de la membrane (**fig. V.7b**). Cette configuration permet d'obtenir dans une certaine gamme de débits, des contraintes de cisaillement constantes à la surface de la membrane, et donc de limiter le colmatage.

c. Types de membranes

Les membranes peuvent être élaborées à partir d'un même matériau « **membranes symétrique** et **asymétrique** » ou composées d'un assemblage de matériaux « **membranes composites** ». Les membranes symétriques possèdent une porosité sensiblement uniforme dans toute l'épaisseur. Elles peuvent être denses (**fig. V.8a**) ou bien poreuses (**fig. V.8b**).

Les membranes asymétriques ont une porosité variable (**fig. V.8c**), on distingue :

- La **peau** qui se trouve en contact direct avec la substance à filtrer, elle possède des pores de petites dimensions, donc c'est la **couche sélective** de la membrane.
- La **sous-couche poreuse** qui constitue la plus grande partie de la membrane, elle possède une porosité plus importante (60 à 80 %) que la peau, avec des pores de grandes dimensions. Le rôle de cette deuxième couche est d'assurer la résistance mécanique de la membrane.

Les membranes composites sont constituées de deux ou plusieurs couches de matériaux de différentes porosités et compositions chimiques (**fig. V.8d**).

Les matériaux utilisés pour la fabrication des membranes sont de nature organique (polymères) ou inorganique (céramiques). Elles sont produites sous forme plane, spirale ou tubulaire.

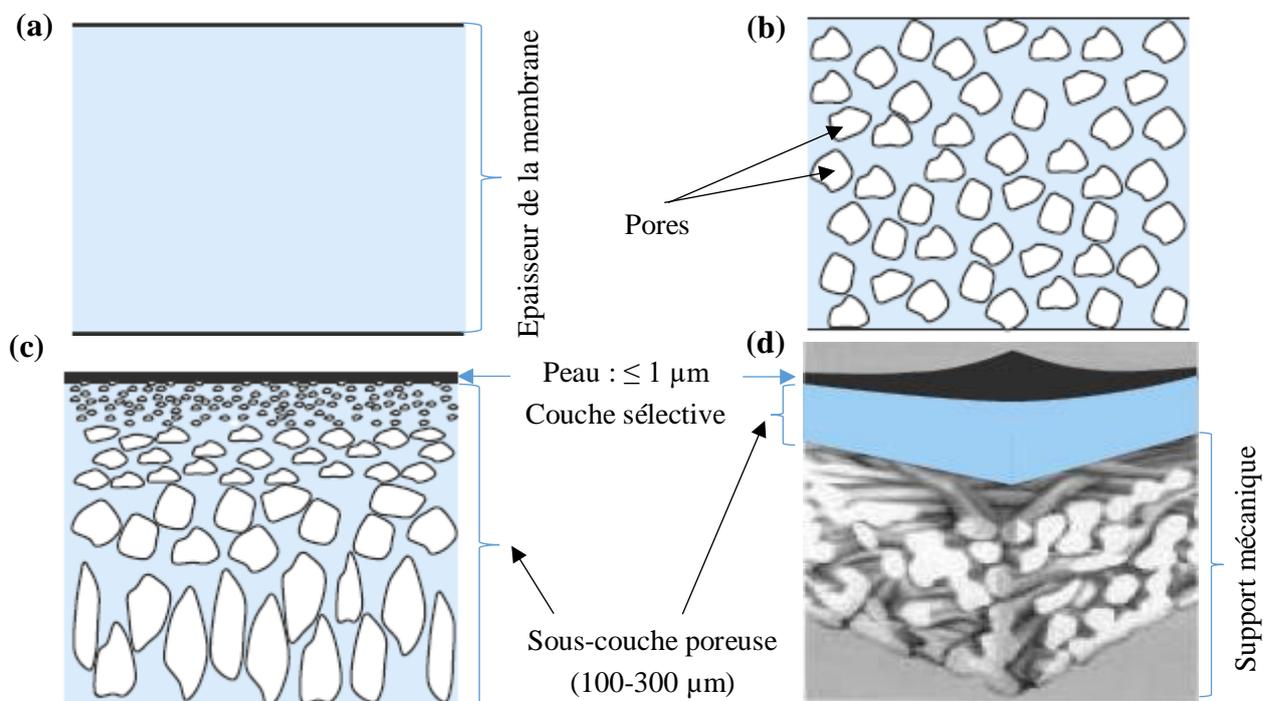


Figure V.8 : Types des membranes selon leurs structures.

(a) membrane symétrique dense, non poreuse. (b) membrane symétrique poreuse.
(c) membrane asymétrique. (d) membrane composite.

V.4.5. Filtration tangentielle

a. Facteurs de réduction volumique et de concentration

Une opération de filtration tangentielle est caractérisée par le facteur de réduction volumique, noté FRV ou F qui traduit une réduction du volume mis en œuvre par l'opération de filtration. Pour un système discontinu, le facteur de réduction volumique est défini comme le rapport du volume initial V_A à traiter, et du volume V_R restant du côté rétentat, soit :

$$F = FRV = \frac{V_A}{V_R}$$

En mode continu, on définit FRV comme un rapport du débit total d'alimentation entrant dans le système de filtration \dot{V}_A , et du débit de sortie du rétentat \dot{V}_R :

$$F = FRV = \frac{\dot{V}_A}{\dot{V}_R} = \frac{\dot{V}_P + \dot{V}_R}{\dot{V}_R} = 1 + \frac{\dot{V}_P}{\dot{V}_R}$$

\dot{V}_A représente la somme du débit de sortie du rétentat \dot{V}_R , et du débit de sortie du perméat \dot{V}_P .

Le facteur de concentration FC d'un composé est défini par rapport aux concentrations de ce composé dans le rétentat, C_R , et dans le produit à filtrer, C_A :

$$FC = \frac{C_R}{C_A}$$

b. Dimensionnement de l'installation de filtration à un étage

L'installation industrielle de filtration est constituée de plusieurs étages fonctionnant en continu. On considère dans ce qui suit les paramètres correspondant à une filtration à un étage.

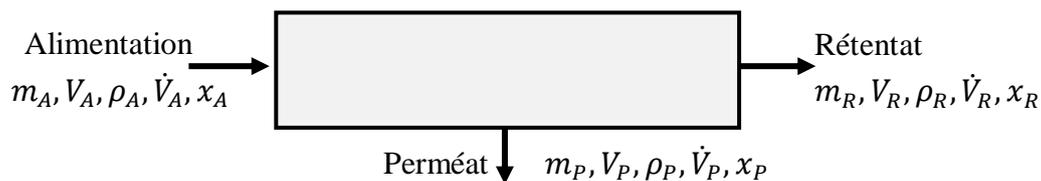


Figure V.9 : Schéma de principe de filtration à un étage.

m_A, m_R, m_P : masses respectives d'alimentation, de rétentat et de perméat (kg) ;

V_A, V_R, V_P : volumes respectifs d'alimentation, de rétentat et de perméat (m^3) ;

ρ_A, ρ_R, ρ_P : masses volumiques respectives d'alimentation, de rétentat et de perméat ($\frac{kg}{m^3}$) ;

$\dot{V}_A, \dot{V}_R, \dot{V}_P$: débits volumiques respectifs d'alimentation, de rétentat et de perméat ($\frac{m^3}{s}$) ;

x_A, x_R, x_P : compositions respectives dans l'alimentation, le rétentat et le perméat.

Bilans de matière en absence des termes d'accumulation et de transformation de matière :**Entrée = sortie**

- Bilan global sur l'installation :

$$\dot{V}_A = \dot{V}_R + \dot{V}_P$$

- Bilan de matière sur le constituant à séparer :

$$\rho_A \cdot \dot{V}_A \cdot x_A = \rho_R \cdot \dot{V}_R \cdot x_R + \rho_P \cdot \dot{V}_P \cdot x_P$$

- En introduisant l'expression du facteur de réduction, il en résulte :

$$\rho_A \cdot F \cdot x_A = \rho_R \cdot x_R + \rho_P (F - 1) x_P$$

- Dans le cas où les trois fractions possèdent des masses volumiques identiques :

$$\rho_A = \rho_R = \rho_P$$

on aura :

$$F \cdot x_A = x_R + (F - 1) x_P$$

- On en déduit, par exemple, la composition du constituant à séparer dans le rétentat :

$$x_R = F \cdot x_A - (F - 1) x_P$$

V.4.6. Application dans l'industrie laitière**a. Objectifs du traitement**

Les opérations de filtration tangentielle sont intégrées tout au long de la chaîne technologique de traitement et de transformation du lait. Elles sont utilisées soit pour standardiser le lait, le purifier ou éliminer certains de ses constituants ou encore pour le traitement des effluents. Ces opérations interviennent lors de la réception du lait, la transformation fromagère, la concentration des protéines du lactosérum, le fractionnement d'hydrolysats de protéines et le recyclage et purification des eaux résiduelles (bioréacteur à membranes). La répartition en taille des principaux composants du lait sont présentées dans la **figure V.10**.

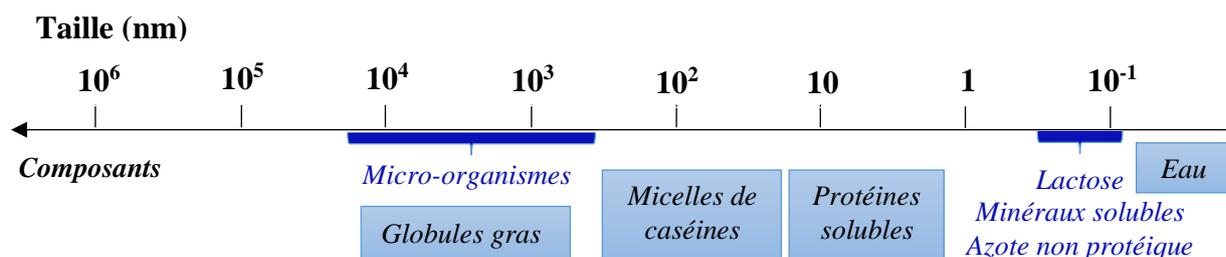


Figure V.10 : Répartition en taille des principaux composants du lait.

b. Microfiltration tangentielle du lait

La microfiltration du lait recouvre trois opérations principales, à savoir l'épuration bactérienne, la standardisation du lait en micelles de caséines et le fractionnement de la matière grasse. L'**épuration bactérienne** qui s'applique au lait écrémé permet de réduire sa charge bactérienne qui peut entraîner une altération de sa composition chimique (dégradation du lactose en acide lactique, hydrolyse des protéines en peptides et acides aminés, etc.) et des défauts de conservation et de transformation des produits laitiers fabriqués. Les membranes utilisées sont en céramique, de diamètre de pores, $D=1,4 \mu\text{m}$. En combinant un fort écoulement tangentiel, de $7 \text{ à } 8 \text{ m.s}^{-1}$, avec une faible pression transmembranaire ($\Delta P < 50 \text{ kPa}$), ces membranes procurent de faibles pertes de matière avec un facteur de réduction volumique de 20 et sous de fortes densités de flux de perméation ($J_p = 400 \text{ à } 650 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$) pendant une période de 10 h. La technique d'épuration bactérienne par microfiltration tangentielle offre une alternative intéressante à la pasteurisation car elle permet de réduire la teneur en micro-organismes du lait, tout en maintenant ses qualités organoleptiques grâce à un traitement thermique moindre ($37 \text{ à } 50 \text{ }^\circ\text{C}$) au lieu de ($72 \text{ à } 85 \text{ }^\circ\text{C}$, $10 \text{ à } 30 \text{ s}$).

Le procédé de microfiltration tangentielle du lait est indiqué dans la **figure V.11**.

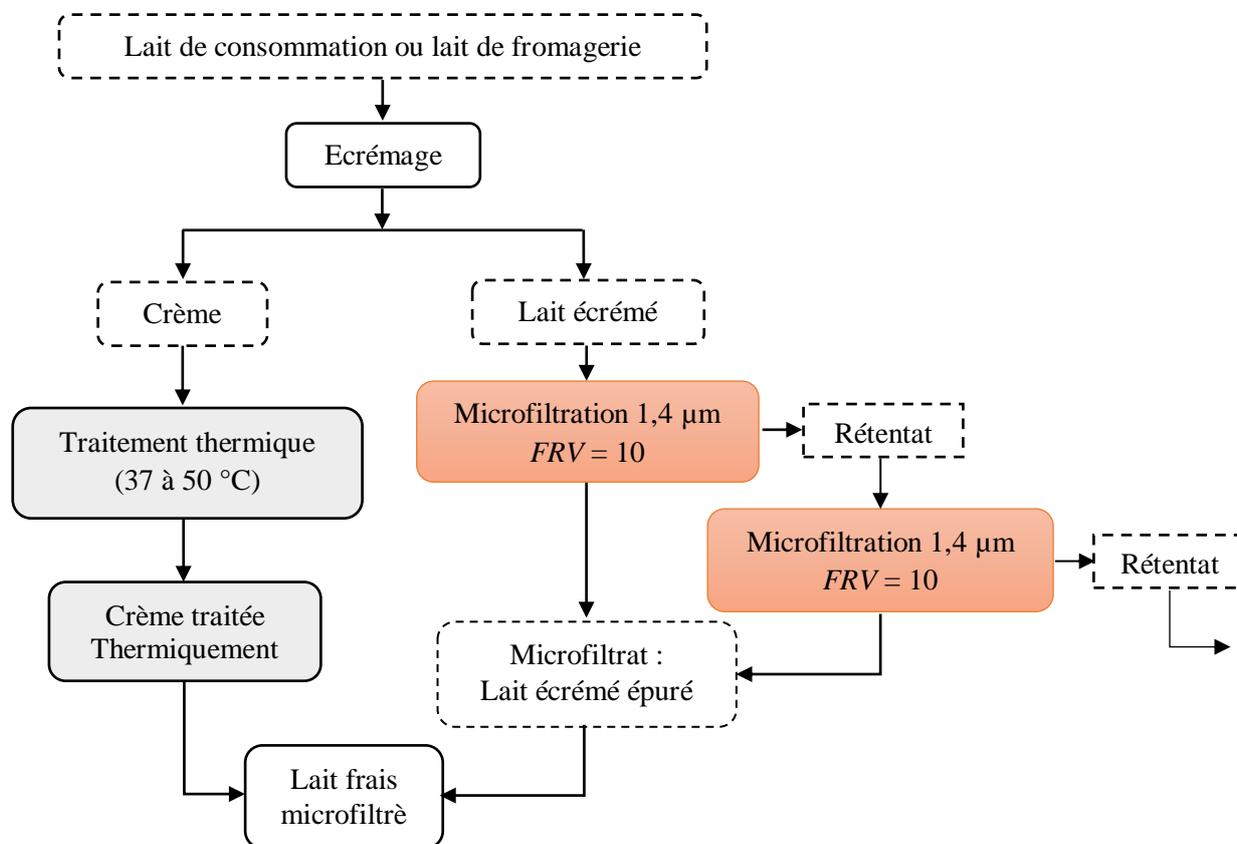


Figure V.11 : Procédé de traitement du lait par microfiltration tangentielle.

L'efficacité de séparation des micro-organismes est estimée par la **réduction décimale** calculée à partir du nombre de germes du lait non traité, C_0 , et du lait microfiltré, C_{MF} , selon :

$$RD = \log\left(\frac{C_0}{C_{MF}}\right)$$

Pour un lait écrémé contenant 20000 UFC.mL⁻¹, le microfiltrat produit contient 10 UFC.mL⁻¹. RD obtenue est supérieure à **3,5**, ce qui signifie que l'efficacité de séparation est acceptable.

c. Ultrafiltration tangentielle du lait

L'ultrafiltration est l'opération la plus répandue en industrie laitière, elle est utilisée pour la standardisation du lait de consommation et de fromagerie ($1,8 \leq FRV < 4$) en protéines totales. Des membranes organiques spirales ou inorganiques tubulaires avec un seuil de coupure pour limiter la transmission des protéines solubles sous **200 à 400 kPa** produisent des rétentats avec des flux de perméation dans la gamme de **30 à 120 L. h⁻¹. m⁻²**. Le rétentat obtenu lors de la technique d'ultrafiltration est un fromage frais plus lisse que celui obtenu par centrifugation.

d. Osmose inverse du lait

L'osmose inverse permet de réaliser économiquement la pré-concentration du lait entier ou écrémé jusqu'à FRV allant de **2,5 à 3** ($\Delta P = 4 \text{ MPa}$, $5 \leq J_p \leq 30 \text{ L. h}^{-1}. \text{m}^{-2}$) par comparaison à l'évaporation sous vide avant concentration finale et séchage. La déminéralisation du lactosérum avant évaporation et séchage est indispensable puisque les fortes teneurs en minéraux du lactosérum (**8 à 20 %** de son extrait sec) engendrent des difficultés lors de sa transformation (cristallisation ralentie du lactose, colmatage des membranes de filtration lors de la préparation de concentrés protéiques, etc).

e. Nanofiltration tangentielle du lait

La nanofiltration ($\Delta P \approx 2$ à **2,5 MPa**, $J_p = 10$ à **40 L. h⁻¹. m⁻²**, FRV allant de **3 à 4**) permet la concentration et la déminéralisation sélective du lait simultanément (les ions multivalents sont retenus à plus de **95 %**, les cations monovalents Na⁺ et K⁺ sont retenus à des niveaux de l'ordre de **60 %** et les anions monovalents (Cl⁻ et OH⁻) sont transmis préférentiellement dans le perméat). L'émergence de la nanofiltration a permis d'améliorer les caractéristiques des concentrés obtenus et d'augmenter les rendements de cristallisation du lactose (**8 à 10 %**), conduisant à une diminution de l'hygroscopicité des poudres obtenues.

Chapitre VI

Opérations de conservation et de stabilisation

Chapitre VI : Opérations de conservation et de stabilisation

VI.1. Opération de séchage

VI.1.1. Généralités

Le séchage est une opération unitaire impliquant **un transfert simultané de chaleur et de matière**. Elle intervient pour **la conservation et la stabilisation des produits alimentaires et agricoles** (viandes, poissons, fruits, graines, pâtes, épices, maïs, riz, lait, etc.). Elle est très utilisée pour la réalisation de **produits laitiers déshydratés**. La **déshydratation du lait, babeure et lactosérum**, permet d'assurer une bonne stabilité des produits par élimination ou abaissement de la teneur en eau et une réduction de la masse et du volume facilitant ainsi les opérations de transport, stockage et livraison. La teneur en eau résiduelle maximale d'une poudre de lait est de 2,5 à 5 % (2,5 % : poudre de lait entier, 5 % : poudre de lait écrémé).

L'eau contenue dans un solide peut avoir un comportement thermodynamique différent de celui de l'eau pure contenue dans un récipient. En effet, un solide est entouré d'une atmosphère contenant de la vapeur d'eau avec laquelle il échange des molécules d'eau. Pour un corps pur diphasique où les phases sont séparées par une interface plane, l'équilibre thermodynamique entre les phases liquide et vapeur correspond à une valeur fixe de pression de vapeur, appelée **pression de vapeur saturante**, à une température donnée. Pour l'eau contenue dans un aliment solide, on observe généralement le déplacement de cet équilibre vers des valeurs plus faibles de la pression de vapeur. La diminution de la pression de vapeur d'équilibre implique une augmentation de la quantité de chaleur massique nécessaire pour éliminer l'eau du solide. La réduction de la pression de vapeur d'équilibre est exprimée à l'aide d'un coefficient appelé **activité de l'eau a_w** qui représente la capacité de l'aliment à retenir l'eau dans sa structure et à la maintenir pendant l'application des forces extérieures. L'activité de l'eau d'un produit est le rapport entre la **pression de vapeur de l'eau du produit** et la **pression de vapeur de l'eau pure** à la même température que le produit. Lorsque le produit se trouve en équilibre avec un gaz (air), l'activité de l'eau du produit sera définie comme étant la rapport entre la **pression partielle de vapeur de l'eau dans l'air P_e** et la pression de vapeur saturante de l'eau **P_e^0** à la même température. Dans ce cas a_w est appelé **humidité relative d'équilibre (air-aliment)**. L'activité de l'eau d'un produit est comprise entre 0 et 1. On considère que l'eau existe dans un produit sous forme **d'eau libre ($a_w = 1$)** ou **d'eau liée ($a_w < 1$)**. Il existe aussi **l'eau de constitution** qui entre dans la structure du produit. La nature des liaisons entre le produit et l'eau influe sur le procédé de séchage et sur la qualité du produit séché.

VI.1.2. Principe du procédé de séchage

Le séchage a pour objectif d'éliminer à l'état vapeur un liquide volatil contenu dans un produit solide ou liquide. Deux mécanismes de séchage sont mis en œuvre :

- **Le procédé de séchage par ébullition** consiste à porter le produit à la température d'ébullition de l'eau, qui alors se vaporise. Mais pour obtenir une élimination poussée de l'eau sans altération excessive de la qualité des produits, il est préférable d'opérer à température plus basse en utilisant un gaz d'entraînement, c'est **le séchage par entraînement d'un gaz**.

- **Le principe de séchage par entraînement (fig. VI.1)** consiste à mettre le produit à sécher en contact avec un gaz en mouvement, généralement de l'air sec et chaud. Pour que cette opération soit réalisable, la température du gaz doit être supérieure à celle de la matière à sécher et la pression partielle de vapeur d'eau de l'air P_e doit être inférieure à la pression de vapeur d'eau saturante P_e^0 .

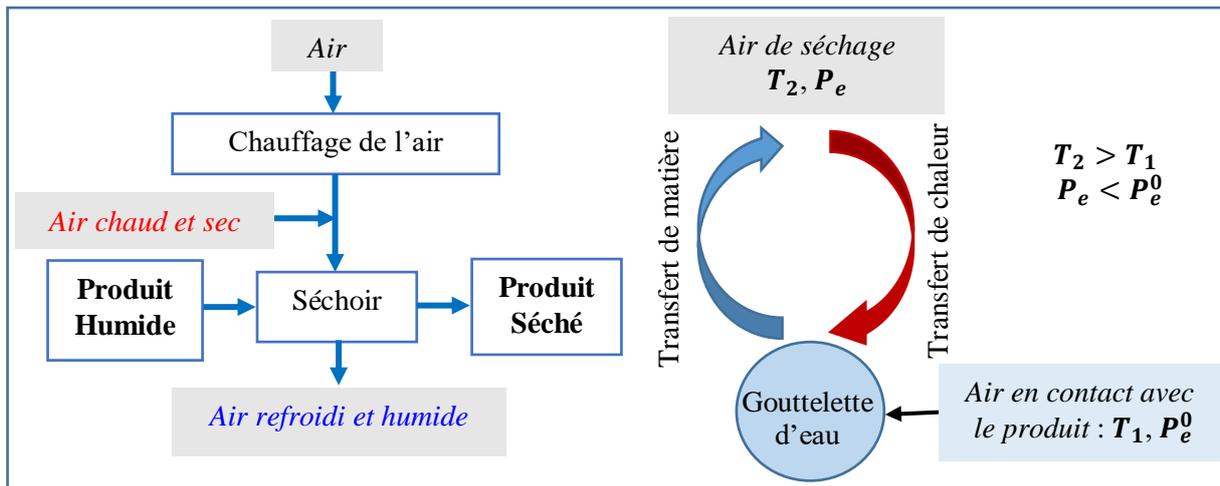


Figure VI.1 : Schéma de principe de séchage par entraînement d'air chaud.

Le séchage par air est basé sur l'échange de chaleur et d'humidité (molécules d'eau) entre l'air et le produit humide. Lorsqu'un produit humide est placé dans un courant d'air suffisamment chaud et sec, il s'établit un écart ou gradient de température et de pression partielle. La chaleur transportée par l'air par convection permet l'évaporation de l'eau contenue dans le produit. Plus l'air est chaud plus sa capacité à capter les molécules d'eau est importante. Plus l'air est sec plus il y a déplacement des molécules d'eau sous l'effet du gradient de pression partielle, ce qui entraîne un transfert d'eau entre l'air et la surface du produit.

Le processus de séchage est arrêté lorsque le système est en état d'équilibre. L'équilibre est atteint lorsque les deux pressions de vapeur sont égales alors le transfert de matière entre la phases solide (produit) et gazeuse (air) n'a plus lieu.

VI.1.3. Caractéristiques de l'air humide

L'air n'est pas entièrement sec, il contient une quantité d'humidité, de l'eau sous forme de vapeur. Lorsque l'air devient saturé en humidité il aura formé de premières gouttes d'eau. Contrairement à la température effective de l'air (température sèche T_s), la température humide de l'air T_h se définit comme la température à l'équilibre de l'air humide amené à saturation.

a. Humidité absolue de l'air (Y)

C'est la teneur de l'air en vapeur d'eau, définie comme étant le rapport entre la masse d'eau m_e et la masse d'air sec m_a :

$$Y = \frac{m_e}{m_a} \text{ (en kg d'eau par kg d'air sec).}$$

- En considérant la vapeur d'eau et l'air sec comme deux gaz parfaits, on peut écrire :

$$Y = \frac{18 \cdot P_e}{29 \cdot (P_T - P_e)}$$

P_e est la pression partielle de vapeur d'eau et P_T est la pression totale du mélange (air + vapeur).

b. Humidité relative ou degré hygrométrique (φ)

C'est le rapport entre la pression partielle de vapeur d'eau de l'air et la pression de vapeur saturante de l'eau P_e^0 à la température de l'air. C'est aussi le degré de saturation de l'air en vapeur, exprimé en pourcentage de saturation.

$$\varphi = \frac{P_e}{P_e^0} \cdot 100 \text{ (\%)}$$

c. Enthalpie de l'air humide (H)

Si l'on considère 1 kg d'air sec contenant Y kg de vapeur d'eau, l'enthalpie massique de l'air humide H est la somme des enthalpies de l'air sec H_a et de la vapeur d'eau H_v .

$$H = H_a + Y \cdot H_v \text{ (kJ/kg d'air sec)}$$

L'enthalpie de l'air humide H à une température T donnée :

$$H = C_a \cdot T + Y(\Delta H_{vap} + C_v \cdot T)$$

C_a : chaleur massique de l'air, $C_a = 1,01 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$.

C_v : chaleur massique de la vapeur d'eau, $C_v = 1,93 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$.

ΔH_{vap} : **chaleur latente de vaporisation** de l'eau à 0°C . $\Delta H_{vap} = 2500,4 \text{ kJ/kg}$.

La **chaleur latente** modifie l'état physique d'une matière solide, liquide ou gazeuse tandis que la **chaleur sensible** modifie juste la température d'une matière. La chaleur latente de vaporisation appelée aussi **enthalpie de vaporisation molaire ou massique** est égale à la quantité de chaleur nécessaire à l'unité de quantité de matière ou de masse d'un corps pour qu'il passe de l'état liquide à l'état gazeux. Elle varie en fonction de la température de l'eau qui s'évapore. La table dans **Annexe II** nous indique la chaleur latente de vaporisation, la pression de vapeur saturante ainsi que l'enthalpie massique et la masse volumique de la vapeur d'eau en fonction de la température.

Il est possible de déterminer l'ensemble des caractéristiques de l'air à partir du **diagramme enthalpique de l'air humide (Annexe III)**, construit en représentant les courbes à H constant (*les isenthalpes*) en fonction de Y et en superposant les courbes à T constante (*les isothermes*) en fonction de Y et pour différentes valeurs de φ . Les isenthalpes sont des droites parallèles de pente négative. Les isothermes sont également des droites mais de pentes positives ou nulles. La courbe de saturation est représentée par un degré de saturation de 100%. Au-dessous de cette courbe, se situe le domaine des brouillards, mélanges d'air et de gouttelettes d'eau ou de particules de glace.

☞ Exemple

Déterminer les caractéristiques de l'air au point **1** sur le diagramme enthalpique dans **Annexe III** :

$$Y = 0,03 \text{ kg.kg}^{-1} ; T = 80 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (température sèche)} ; H = 160 \text{ kJ.kg}^{-1} ; \varphi = 10 \%$$

T_h est lue au point d'intersection de l'isenthalpe ($H = 160 \text{ kJ.kg}^{-1}$ d'air sec) et de la courbe de saturation ($\varphi = 100 \%$).

VI.1.4. Calculs sur les séchoirs

La figure ci-dessous montre le principe d'un séchage par entraînement d'air.

Matière à sécher

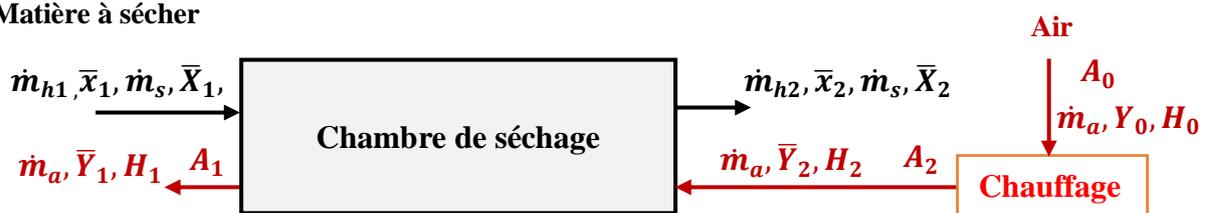


Figure VI.2 : Schéma de principe du séchage par entraînement à contre-courant.

- \dot{m}_{h1} : débit massique de la matière humide, **kg de matière humide par heure**, à l'entrée du séchoir.
 \bar{x}_1 : teneur de la matière humide en eau, **kg de H₂O par kg de matière humide**, à l'entrée du séchoir.
 \dot{m}_{h2} : débit massique de la matière humide, **kg de matière humide par heure**, à la sortie du séchoir.
 \bar{x}_2 : teneur de la matière humide en eau, **kg de H₂O par kg de matière humide**, à la sortie du séchoir.
 \dot{m}_{eau} : débit massique d'eau libérée par la matière, **kg de H₂O par heure**.
 \dot{m}_s : débit massique constant de la matière sèche, **kg de matière sèche par heure**.
 \bar{X}_1 : taux d'humidité de la matière à sécher, **kg de H₂O par kg de matière sèche**, à l'entrée du séchoir.
 \bar{X}_2 : taux d'humidité de la matière à sécher, **kg de H₂O par kg de matière sèche**, à l'entrée du séchoir.
 A_0, A_1 et A_2 : débits massiques d'air avant et après chauffage et séchage, **kg d'air humide par heure**.
 \dot{m}_a : débit massique constant d'air absolument sec, **kg d'air sec par heure**.
 \bar{Y}_1 : humidité absolue de l'air, **kg de H₂O par kg d'air sec**, à l'entrée du séchoir.
 \bar{Y}_2 : humidité absolue de l'air, **kg de H₂O par kg d'air sec**, à la sortie du séchoir.
 H_0, H_1 et H_2 : enthalpies de l'air avant et après chauffage et séchage, **kJ/kg d'air sec**.

- **Bilan de matière**

- ✓ *Bilan sur la matière humide à l'entrée et à la sortie du séchoir.*

Débit de la matière humide = débit de la matière sèche + débit d'eau.

$$\dot{m}_h = \dot{m}_s + \dot{m}_{eau}$$

$$\dot{m}_{h1} = \dot{m}_{h2} + \dot{m}_{eau}$$

$$\dot{m}_{h1} = \dot{m}_s + \dot{m}_{eau} \text{ à l'entrée du séchoir}$$

$$\dot{m}_{h1} = \dot{m}_s + \dot{m}_{h1} \cdot \bar{x}_1$$

$$\dot{m}_{h2} = \dot{m}_s + \dot{m}_{eau} \text{ à la sortie du séchoir}$$

$$\dot{m}_{h2} = \dot{m}_s + \dot{m}_{h2} \cdot \bar{x}_2$$

$$\dot{m}_s = \dot{m}_{h1}(1 - \bar{x}_1) = \dot{m}_{h2}(1 - \bar{x}_2)$$

- ✓ *Bilan sur les débits constants de matière sèche (\dot{m}_s), et d'air sec (\dot{m}_a).*

L'eau que perd la matière est gagnée par l'air :

$$\dot{m}_a \bar{Y}_2 + \dot{m}_{eau} = \dot{m}_a \bar{Y}_1$$

$$\dot{m}_{eau} = \dot{m}_a (\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2)$$

$$\dot{m}_s \bar{X}_1 = \dot{m}_{eau} + \dot{m}_s \bar{X}_2$$

$$\dot{m}_{eau} = \dot{m}_s (\bar{X}_1 - \bar{X}_2)$$

D'où :

$$\dot{m}_{eau} = \dot{m}_s (\bar{X}_1 - \bar{X}_2) = \dot{m}_a (\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2)$$

- **Bilan thermique**

Les enthalpies de l'air à l'entrée et à la sortie du séchoir sont identiques.

$$\textit{Séchage isenthalpique : } H_1 = H_2$$

Dans le cas où cette hypothèse n'est pas vérifiée à cause de la présence de pertes de chaleur, on applique un bilan thermique sur l'air et les produits à l'entrée et à la sortie du séchoir :

$$\dot{m}_a \cdot H_2 + \dot{m}_{h1} \cdot C_1 \cdot T_1 = \dot{m}_a \cdot H_1 + \dot{m}_{h2} \cdot C_2 \cdot T_2 + Q$$

Q : représente les pertes thermiques ;

C_1, T_1 : Chaleur massique et température du produit à l'entrée du séchoir, respectivement.

C_2, T_2 : Chaleur massique et température du produit à la sortie du séchoir, respectivement.

- **Bilan énergétique**

Il existe deux paramètres permettant de comparer la consommation thermique des séchoirs.

- La **consommation énergétique massique CEM** d'un séchoir, en kJ par kg d'eau :
C'est la quantité de chaleur à fournir au séchoir pour sécher 1 kg d'eau.
- Le **rapport de consommation énergétique RCE_θ** , en kg de vapeur par kg d'eau :

$$RCE_\theta = \frac{CEM}{\Delta H_{vap_\theta}}$$

C'est le rapport de l'énergie de consommation massique du séchoir à la chaleur latente de vaporisation de l'eau à la température moyenne (θ) de la matière au cours du séchage.

VI.1.5. Séchage par pulvérisation (atomisation)

Le séchage sur cylindres chauffants est le premier procédé utilisé pour la fabrication de poudre de lait. Le principe de cette technique consiste à transmettre par conduction un flux de chaleur par une surface chaude (chauffée par de la vapeur à 130–150 °C) en contact avec le lait. Cette technique a été remplacée par le séchage par pulvérisation et par entrainement d'air car elle est plus rapide et permet de produire des poudres de qualité meilleure (faible teneur en matières grasses libres, solubilité supérieure à 99 %, dispersibilité supérieure à 95 °C, etc.).

Le séchage par pulvérisation qui est le procédé le plus employé dans l'industrie laitière consiste à pulvériser le produit à sécher (liquide ou en suspension) dans un courant d'air chaud et sec. Plus les gouttelettes sont finement dispersées, plus leur surface effective est grande et plus le contact air-gouttelette est efficace.

Le **système de pulvérisation** appelé **pulvérisateur** ou **atomiseur** est composé d'une turbine centrifuge (**fig. VI.3a**) au centre de laquelle le produit liquide est éjecté et est dispersé sous l'action de la force centrifuge. La pulvérisation peut également être effectuée par le passage du liquide à travers un orifice calibré « buse » qui se trouve au-dessus d'un disperseur. L'énergie de dispersion est libérée par détente du liquide, véhiculé sous pression (**fig. VI.3b**). Une buse bifluide permet de pulvériser des produits qui ne supportent pas une haute pression. Dans ce cas l'énergie de pulvérisation est libérée par détente de tout l'air comprimé (**fig. VI.3c**).

Le chauffage de l'air le plus utilisé dans l'industrie alimentaire est réalisé soit avec des batteries électriques (chauffage direct) ou bien avec des batteries de chauffe (chauffage indirect) à l'intérieur desquelles circule un fluide caloporteur (vapeur, gaz, huile). Après pulvérisation et évaporation d'eau contenue dans les gouttelettes de lait, la majeure partie du produit est recueillie en bas de la chambre de séchage mais de fines particules sont entraînées par l'air. Ces fines particules sont récupérées dans des cyclones de récupération. L'air est ensuite évacué par un ventilateur tandis que des systèmes de séparation de fines (laveurs d'air, filtres, etc.) sont placés avec les cyclones afin de limiter les rejets des fines particules dans l'air.

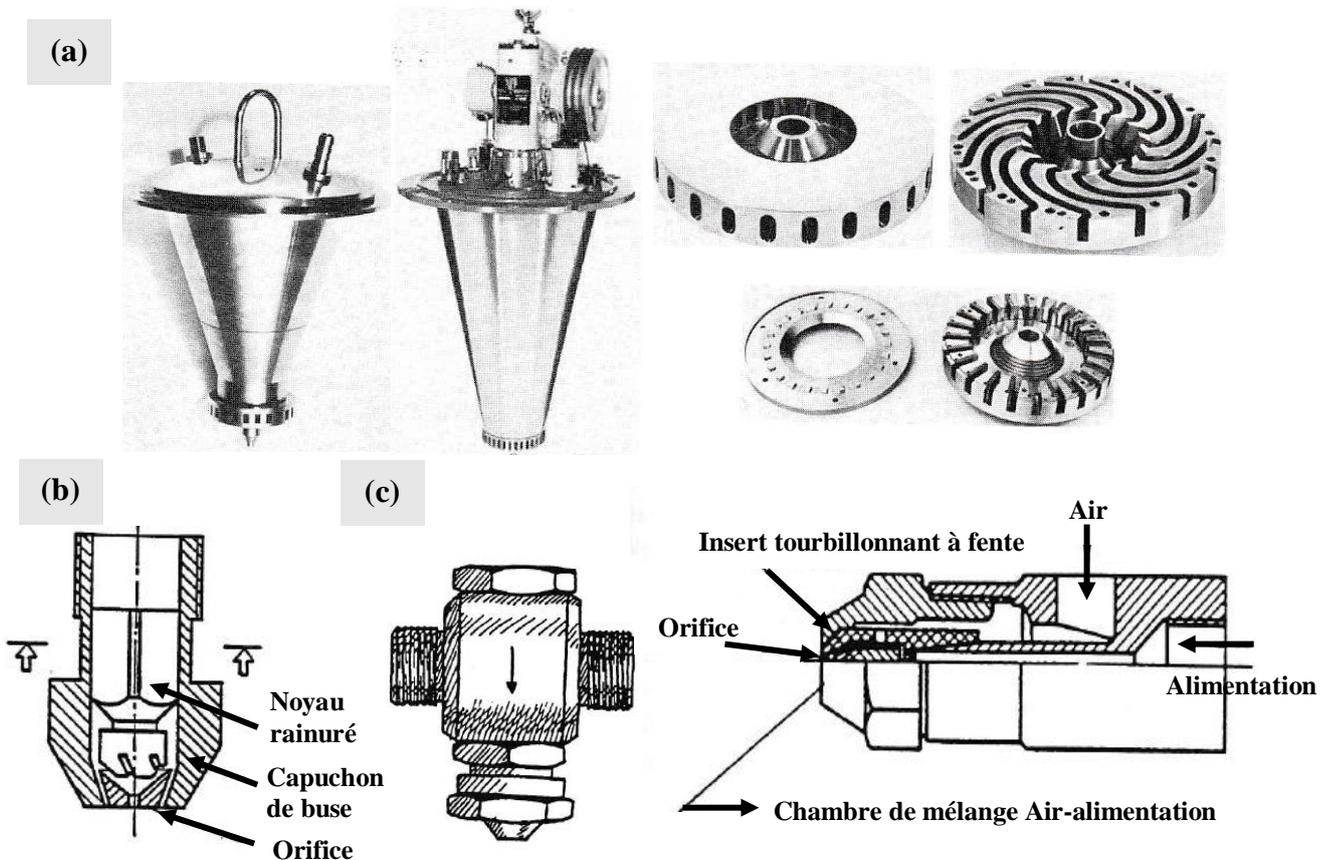


Figure VI.3. Système de pulvérisation pour séchage :
 (a) atomiseurs et turbines. (b) buses haute pression. (c) buses bi-fluides.

La **figure VI.4** montre le schéma de principe d'une tour de séchage par pulvérisation qui traite du lait concentré en matière grasse pour faire une poudre à $Y\%$ d'humidité. Le lait (concentré) est introduit à l'aide de pompes dans la chambre de séchage puis passe dans l'atomiseur. La chambre de séchage appelée aussi tour ou enceinte de chauffage est de forme cylindrique ou cylindro-conique suivant les installations et le type de pulvérisateur utilisé. Les gouttelettes du lait produites par l'atomiseur sont mélangées avec de l'air chaud. L'air passe d'abord par un ventilateur puis traverse un filtre avant d'arriver dans un réchauffeur ou calorifère où il est porté à une température d'environ $150\text{--}250\text{ }^{\circ}\text{C}$. L'air chaud traverse un distributeur puis il est mélangé avec le lait atomisé. Le processus de séchage se produit au fur et à mesure de la décélération des gouttelettes causée par le frottement de l'air après sortie de l'atomiseur à grande vitesse. La chaleur apportée par l'air permet de chauffer le lait à $70\text{--}80\text{ }^{\circ}\text{C}$. L'air sortant de la tour est plus chargé en humidité et sa température est plus faible que l'air entrant dans la tour. Enfin, la poudre de lait se dépose dans la chambre de séchage et est évacuée par le fond au moyen de distributeurs de sortie. Les petites particules très légères mélangées à l'air sortant de la chambre de séchage sont séparées dans un cyclone, puis renvoyées dans le flux principal de poudre de lait qui s'écoule vers l'unité de conditionnement. L'air de séchage propre est extrait du système par un ventilateur.

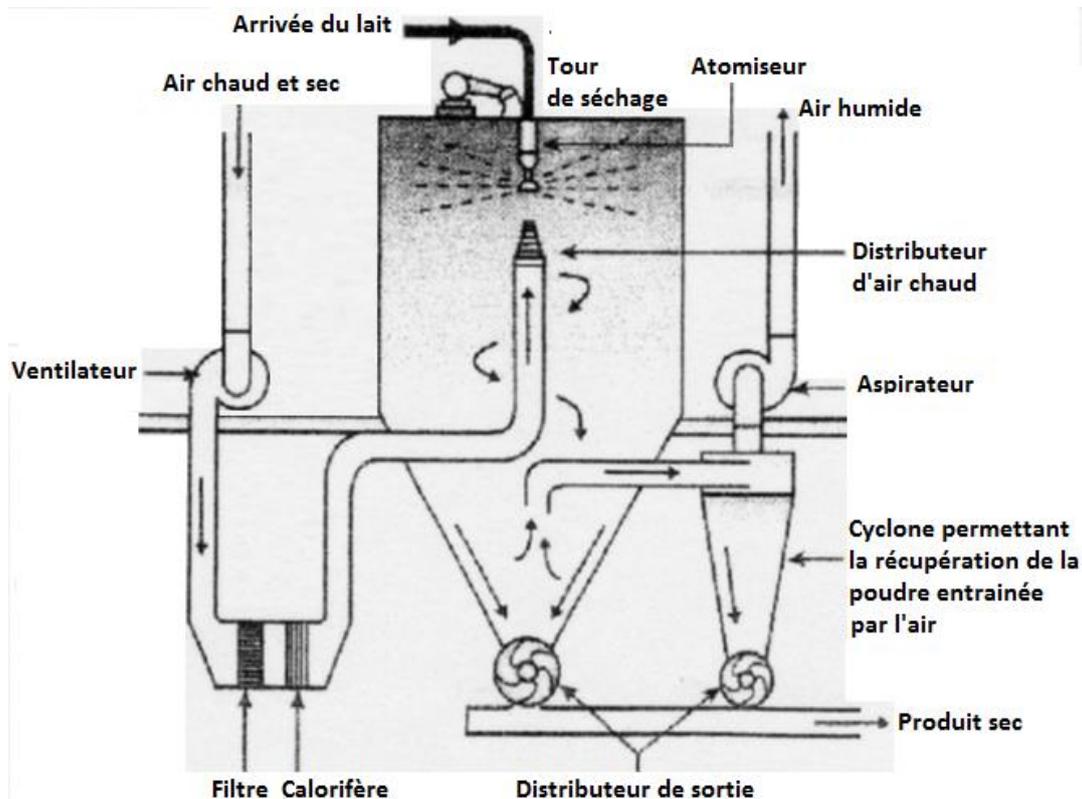


Figure VI.4. Tour de séchage par pulvérisation (atomisation) :
Transformation du lait concentré en poudre. (Source : Encyclo-Bio : procédés de fabrication).

VI.2. Opération d'évaporation

VI.2.1. Généralités

Parmi les principales opérations de conservation des aliments par élimination d'eau, on distingue l'**évaporation**. Lors de l'évaporation, le **produit liquide est porté à ébullition**. La **concentration par évaporation** est souvent nécessaire pour transformer les produits alimentaires tels que le lait, les jus de fruit, les jus de légume, en sucrerie etc. La **concentration d'un liquide par évaporation** implique l'extraction d'eau. La vapeur fournie pour extraire l'eau cède sa chaleur au produit à évaporer donc un évaporateur est un échangeur de chaleur qui fonctionne pour la plupart du temps sous vide.

Les **évaporateurs fonctionnent sous vide** afin de limiter la température d'ébullition et préserver la nature des protéines et des vitamines de l'aliment. En effet, les produits alimentaires sont sensibles à la chaleur qui risque de les détruire. Pour réduire cet effet, l'évaporation s'effectue sous vide. L'emploi du vide permet d'évaporer des liquides à des températures plus basses limitant ainsi les dénaturations thermiques. Dans les évaporateurs de l'industrie laitière, la **température maximale d'ébullition est inférieure à 70 °C**, ce qui correspond à une **pression absolue d'environ 30 kPa**.

La **concentration du lait entier ou écrémé par évaporation sous vide** permet de diminuer les volumes transportés et stockés et intervient aussi comme une étape intermédiaire dans la fabrication de la poudre. La concentration des produits laitiers avant de les envoyer vers l'unité de séchage a pour objectif d'augmenter la teneur en extrait sec total (concentration du produit dont la teneur initiale en extrait sec est de 9 à 13 % à une teneur finale de 40 à 50 % d'extrait sec total). La concentration des produits laitiers avant séchage permet aussi de réduire la consommation d'énergie et assurer la qualité de la poudre produite. Dans le cas de la concentration pour transport, la teneur en matières sèches (MS) ne doit pas dépasser les 36 %, afin d'éviter la cristallisation du lactose lors du refroidissement. La **concentration du lactosérum** produit à un extrait riche en lactose (72 % de MS), en protéines (9 % de MS) et en minéraux (8 % de MS). Les procédés membranaires (osmose inverse et nanofiltration) sont également utilisés pour la concentration du lactosérum. Le choix du procédé dépend des caractéristiques du produit à concentrer (viscosité, cristallisation, dépôts protéiques, etc.).

☞ Remarque

Lors de la concentration par évaporation le produit concentré reste à l'état liquide.

VI.2.2. Principe de l'évaporation

D'après la **figure VI.5** un évaporateur simple effet contient principalement un échangeur de chaleur à paroi à l'intérieur de laquelle circule le produit liquide à concentrer. Ce produit est réchauffé de l'autre côté de la paroi par un fluide de chauffage, généralement de la vapeur chaude qui permet de transférer sa chaleur vers le produit afin de l'évaporer (lui fournir la chaleur de vaporisation). La vapeur produite est d'abord séparée du produit concentré puis envoyée vers un système de condensation qui assure le vide dans le corps d'évaporation.

Le principe d'évaporation sous vide consiste à introduire le produit liquide porté à sa température d'ébullition dans une enceinte sous vide appelée **corps d'évaporation** et le chauffer par de la vapeur que l'on appelle **vapeur primaire**. Le mélange liquide-vapeur est séparé dans une enceinte reliée ou externe au corps d'évaporation. A la sortie de l'évaporateur on recueille de la vapeur condensée issue de la vapeur de chauffe appelée **condensat**, du **liquide concentré** appelé **concentrât** et de la vapeur émise ou produite appelée **vapeur secondaire**.

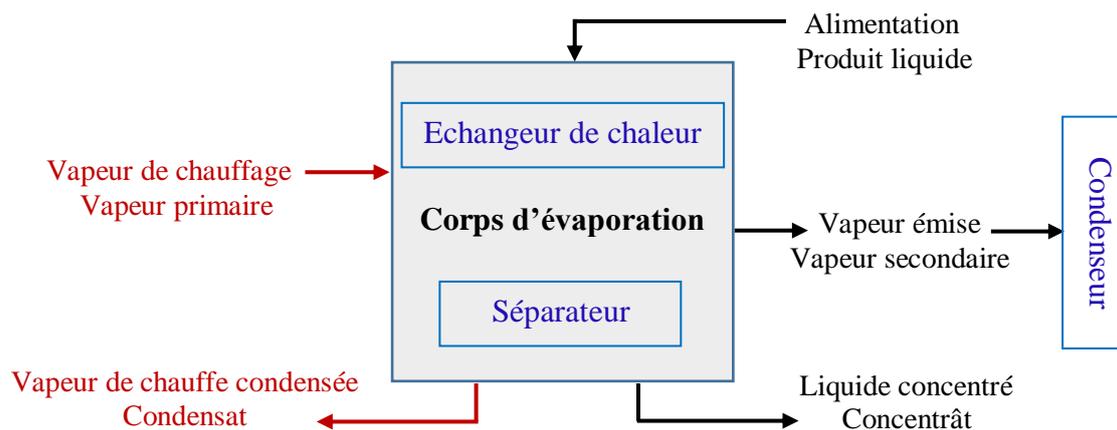


Figure VI.5 : Principe du procédé d'évaporation sous vide.

VI.2.3. Appareillage et conception

Les évaporateurs sont classés soit par la géométrie des surfaces de chauffe (tubes, plaques, lames, etc.) ou bien par le mode de circulation des liquides (à flot grimpant ou tombant). Dans les évaporateurs à **flot grimpant** le liquide monte naturellement dans les tubes sous l'effet de l'émission de vapeur tandis que dans les évaporateurs à **flot tombant** le liquide est introduit au niveau de la partie supérieure de l'évaporateur puis ruisselle sous forme d'un film. L'évaporateur à flot tombant permet d'obtenir un **film de faible épaisseur** (de l'ordre de nanomètre), un **coefficient de transfert** plus important et un **temps de séjour**¹ plus court.

¹ Temps de séjour d'un élément de liquide dans un tube, plus il est court, moins le produit sera altéré.

L'appareillage utilisé pour réaliser l'opération d'évaporation à flot tombant simple effet est représenté dans la **figure VI.6a**. Le corps d'évaporation est de forme tubulaire et disposé verticalement. Le produit arrive dans la tête de répartition du liquide au niveau de la partie supérieure du corps et s'écoule à l'intérieur d'un faisceau de tubes en formant un film descendant sur les parois internes des tubes. L'appareil peut contenir plus de 4000 tubes qui peuvent atteindre une longueur de 22 m et un diamètre de 30 à 50 mm, soit une surface pouvant atteindre 1000 m². Dans ce type d'évaporateur le temps de séjour est très court, il varie de 0,5 à 2 min. La séparation du liquide concentré et de la vapeur secondaire émise se fait directement au bas de l'appareil ou dans une enceinte séparée. La production de vide est partiellement assurée par la condensation des buées de vapeur. La condensation peut avoir lieu directement par introduction d'eau de refroidissement dans la vapeur ou à travers la surface d'un échangeur de chaleur alimenté en eau froide (condenseur). Une pompe à vide permet d'extraire les gaz incondensables présents dans le produit ainsi que l'eau de condensation. Pour que la répartition du liquide dans les tubes soit uniforme, l'alimentation doit être injectée en spray à travers une plaque de distribution perforée (**fig. VI.6b**) placée au niveau de la tête de réparation.

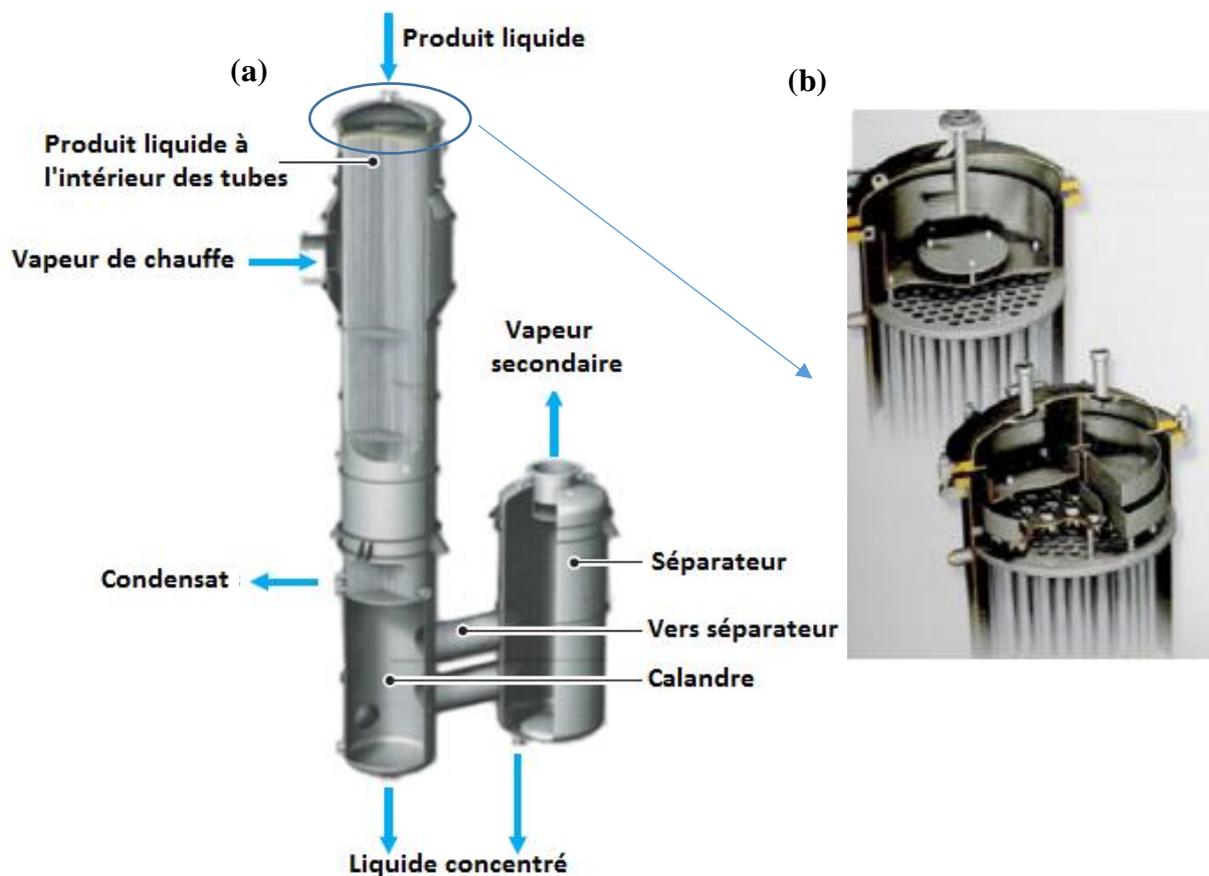


Figure VI.6 : Evaporateur à flot tombant simple effet.

(a) corps d'évaporation avec séparateur. (b) plaque pour alimentation du produit liquide.

L'élimination d'eau lors de l'évaporation simple effet est effectuée par changement d'état liquide-vapeur. L'énergie mise en jeu est répartie entre l'apport de la chaleur sensible pour amener le produit à sa température d'ébullition et la chaleur latente de vaporisation permettant d'évaporer une fraction d'eau. Les installations de concentration de lait fonctionnent en général en multiple effet avec thermocompression ou compression mécanique de vapeur afin de limiter la consommation énergétique. L'évaporateur à multiple effet qui est conçu de manière à réduire la quantité de vapeur nécessaire à l'évaporation (**fig. VI.7**) est composé de deux appareils ou plus montés en série. Dans ce dispositif, le premier corps est chauffé avec de la vapeur primaire ensuite la vapeur émise dans ce premier effet est utilisée pour chauffer le second effet identique au précédent mais fonctionnant à pression et température plus basses. Le produit liquide en cours de concentration circule d'un effet à l'autre soit dans le même sens que la vapeur de chauffe (co-courant) ou dans le sens inverse (contre-courant). Généralement, le dernier corps est relié à un condenseur qui assure le vide dans le dernier effet.

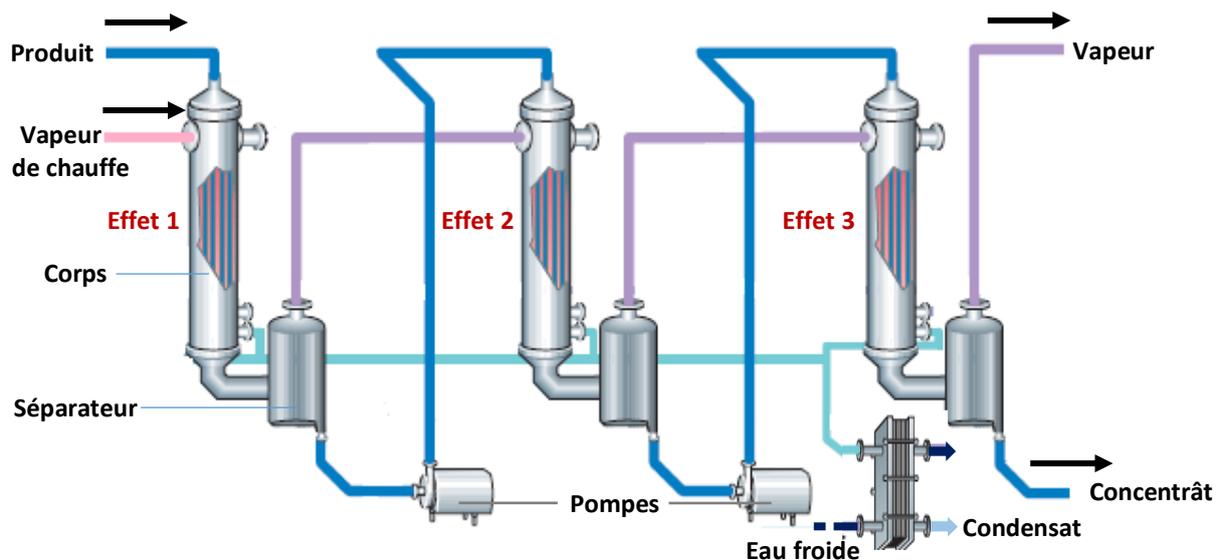


Figure VI.7 : *Evaporateur à flot tombant à multiple effet et à co-courant (avec condenseur).*

En supposant que 1 kg de vapeur qui se condense permet d'évaporer 1 kg d'eau d'un liquide bouillant, la consommation énergétique moyenne (**CEM**) équivalente est exprimée en nombre de kilojoules consommés par kg d'eau évaporée. C'est le rapport entre la chaleur latente de vaporisation ΔH_{vap} ($\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$), et le nombre d'effets (**n**) :

$$CEM = \frac{\Delta H_{vap}}{n}$$

1 kg de vapeur à 80 °C permettant l'évaporation d'environ 1 kg d'eau à 70 °C correspondant à une énergie d'environ 2300 kJ ce qui implique un **CEM** de l'ordre de $\frac{2300}{n}$ ($\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$).

VI.2.4. Dimensionnement d'un évaporateur tubulaire simple effet

a. Bilans mis en jeu en évaporation sous vide simple effet

Soient :

\dot{m}_{p1} et \dot{m}_{p2} : débits massiques du produit et du liquide concentré, respectivement ;

\dot{m}_{ve} : débit massique de la vapeur secondaire ;

\dot{m}_v : représente le débit massique de la vapeur de chauffe ainsi que celui de la vapeur condensée, en supposant que toute la vapeur de chauffage s'est condensée ;

x_{p1} , et x_{p2} sont les compositions des liquides exprimées en kg de matière sèche par kg de produit, et en kg de matière sèche par kg de liquide concentré, respectivement.

Chaque fluide est caractérisé par sa température et son enthalpie massique (**fig. VI.8**).

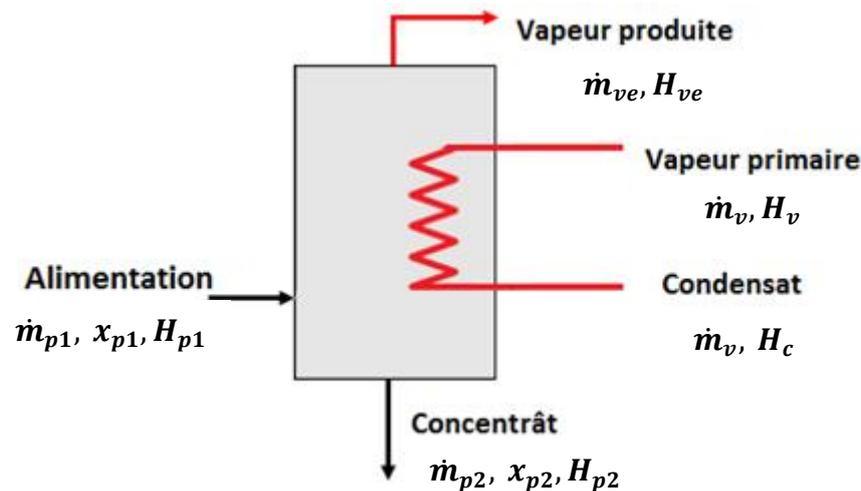


Figure VI.8 : Schéma de principe d'un évaporateur simple effet.

- Bilans massique et thermique appliqués sur l'évaporateur simple effet

On peut supposer que l'évaporateur fonctionne en continu et en régime permanent du moment que le produit liquide et la vapeur de chauffe entrent en continu dans l'évaporateur et que la condensation est complète (grâce au purgeur).

– Il y a conservation de la matière sèche entre l'entrée et la sortie de l'évaporateur :

$$\dot{m}_{p1} = \dot{m}_{p2} + \dot{m}_{ve}$$

$$\dot{m}_{p1} \cdot x_{p1} = \dot{m}_{p2} \cdot x_{p2}$$

$$\dot{m}_{p2} = \dot{m}_{p1} \cdot \frac{x_{p1}}{x_{p2}}$$

$$\dot{m}_{ve} = \dot{m}_{p1} \left(1 - \frac{x_{p1}}{x_{p2}} \right)$$

– Il y a conservation de la quantité de chaleur entre l'entrée et la sortie de l'évaporateur :

$$\underbrace{\dot{m}_v \cdot H_v}_{\text{vapeur de chauffe}} + \underbrace{\dot{m}_{p1} \cdot H_{p1}}_{\text{produit liquide}} = \underbrace{\dot{m}_v \cdot H_c}_{\text{vapeur condensée}} + \underbrace{\dot{m}_{p2} \cdot H_{p2}}_{\text{liquide concentré}} + \underbrace{\dot{m}_{ve} \cdot H_{ve}}_{\text{vapeur émise}} + \underbrace{Q}_{\text{pertes de chaleur}}$$

$$\dot{m}_v \cdot \Delta H_{vap} = \dot{m}_{p2} \cdot H_{p2} - \dot{m}_{p1} \cdot H_{p1} + \dot{m}_{ve} \cdot H_{ve} + Q$$

$\Delta H_{vap} = H_v - H_c$: chaleur latente de vaporisation.

$\dot{m}_v \Delta H_{vap}$: correspond à la quantité de chaleur transmise de la vapeur de chauffe au produit.

b. Surface d'évaporation

La puissance thermique q (kW) transférée au travers de la surface d'échange A (m²) de l'évaporateur qui sert à réchauffer le produit jusqu'à atteindre sa température d'ébullition et à évaporer une fraction d'eau est telle que :

$$q = \dot{m}_v \cdot \Delta H_{vap}$$

Selon la loi de Fourier :

$$q = \dot{k} \cdot A \cdot \Delta T$$

Avec :

\dot{k} : coefficient de transfert de chaleur (W · m⁻² · K⁻¹) ;

ΔT : écart de température de part et d'autre de la surface d'échange à la position considérée.

Par exemple, à l'entrée du tube, $\Delta T = T_v - T_e$.

T_v , T_e : températures de la vapeur primaire, et d'ébullition du liquide à traiter, respectivement.

La surface d'évaporation nécessaire pour concentrer un liquide peut être déduite.

$$A = \frac{\dot{m}_v \cdot \Delta H_{vap}}{\dot{k} \cdot \Delta T}$$

c. Pertes de charge

Le déplacement forcé des buées de vapeur émises lors de l'évaporation dans un tube à flot tombant crée une perte de charge, ce qui induit une chute de pression, donc une chute de température d'ébullition, de l'entrée jusqu'à la sortie du tube. Pour un élément de tube de longueur dL , la perte de charge élémentaire ΔP au niveau de l'élément de tube en considérant que l'écoulement des vapeurs qui se déplacent avec une vitesse linéaire u_v est turbulent, est définie ainsi :

$$d(\Delta P) = \frac{1}{2} D_a \cdot \rho_v \cdot u_v^2 \cdot \frac{dL}{D} \text{ avec : } D_a = 0,316 \cdot Re^{-0,25}$$

La vitesse linéaire u_v est exprimée par :

$$u_v = \frac{4\dot{V}_v}{\pi \cdot D^2}$$

Sachant que ρ_v est la masse volumique de la vapeur, le débit volumique d'eau évaporée est :

$$\dot{V}_v = \frac{\dot{m}_v}{\rho_v}$$

Le débit massique correspondant est :

$$\dot{m}_v = \frac{\dot{k} \cdot dA \cdot \Delta T}{\Delta H_{vap}}$$

$dA = \pi \cdot D \cdot dL$: c'est la surface latérale.

☞ Exemple

Le lait, chauffé à 90 °C, pénètre tangentiellement dans la chambre à vide à vitesse élevée et forme une fine couche à la surface de la paroi d'un faisceau de tubes possédant les caractéristiques suivantes : $L = 9$ m ; $D = 3,2 \cdot 10^{-2}$ m, $\Delta T = T_f - T_e = 10$ °C à l'entrée des tubes, $T_l = T_e = 62$ °C à l'entrée des tubes, $\Delta H_{vap} = 2353,4$ kJ.kg⁻¹ ; $\dot{k} = 2200$ W.m⁻².K⁻¹.

Pour calculer en tout point du tube la perte de charge et l'écart de température correspondant, on fait l'opération élément par élément et à l'aide de tables, on trace le graphe d'évolution de la perte de charge et de l'écart de température de l'entrée jusqu'à la sortie du tube (**fig. VI.9**).

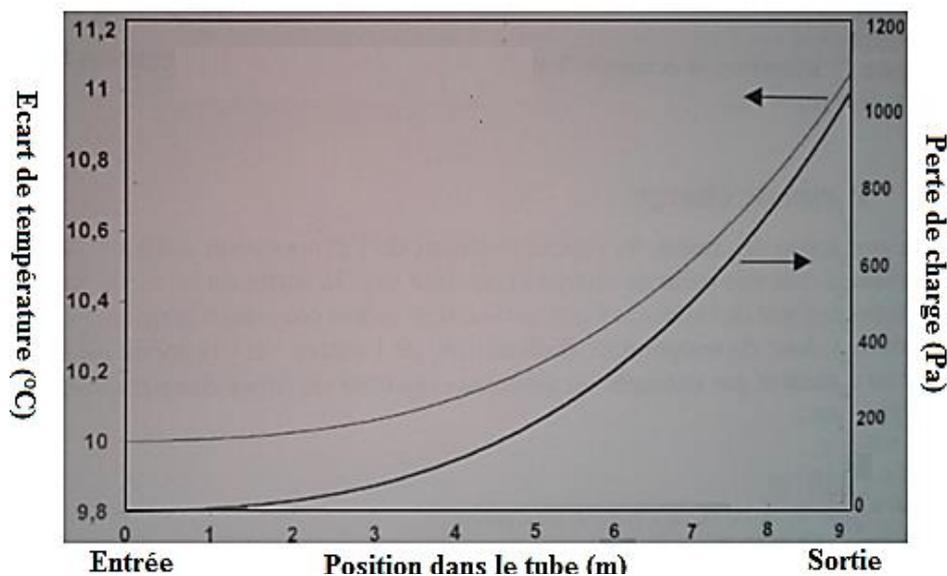


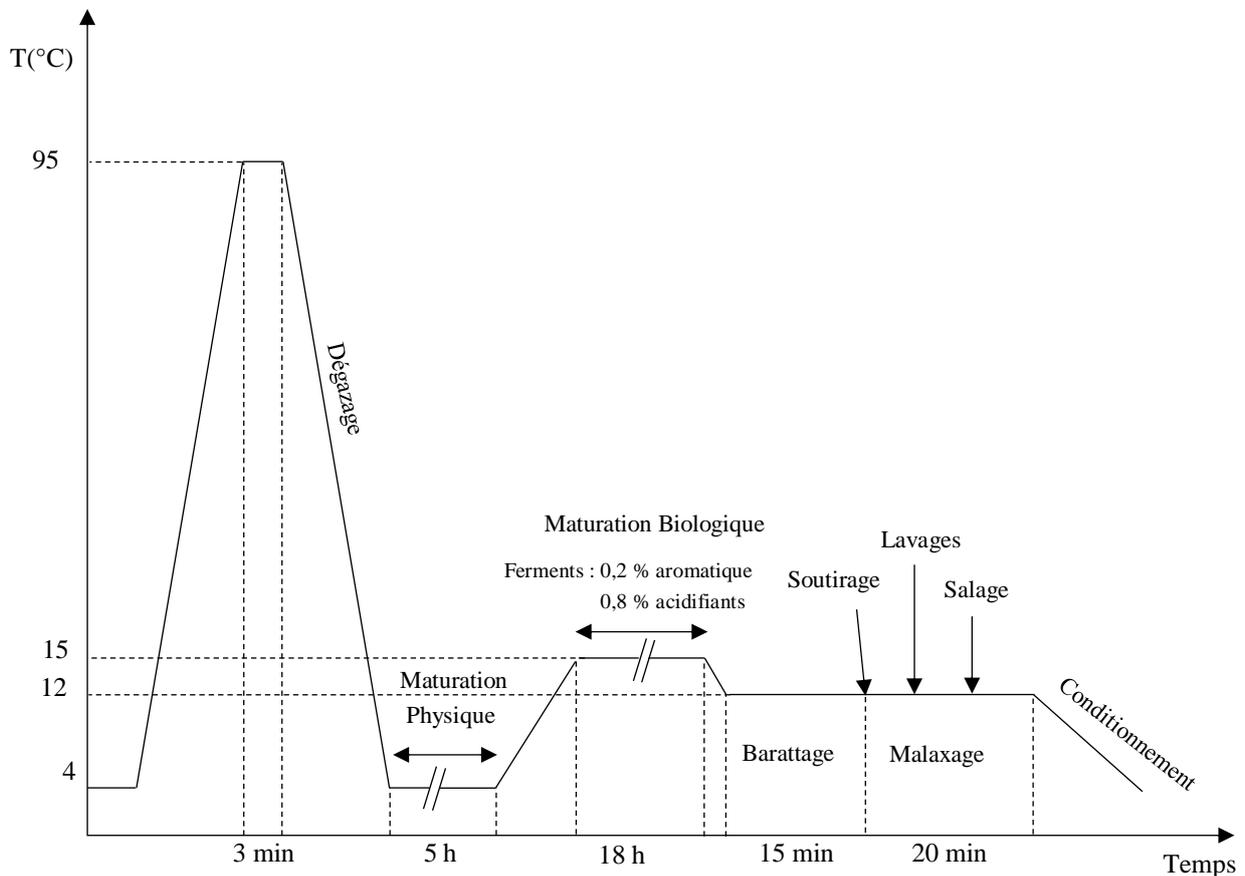
Figure VI.9 : Evolution de la pression et de l'écart de température suivant la position dans le tube.

La perte de charge totale est de 1000 Pa, correspondant à une augmentation ΔT de 1,1 °C.

Exercices d'application

Exercice 1

A. En se basant sur le diagramme général de fabrication du beurre, indiqué dans la figure ci-dessous donner les principales opérations du procédé avec les paramètres qui les décrivent.

Fig.1**Solution**

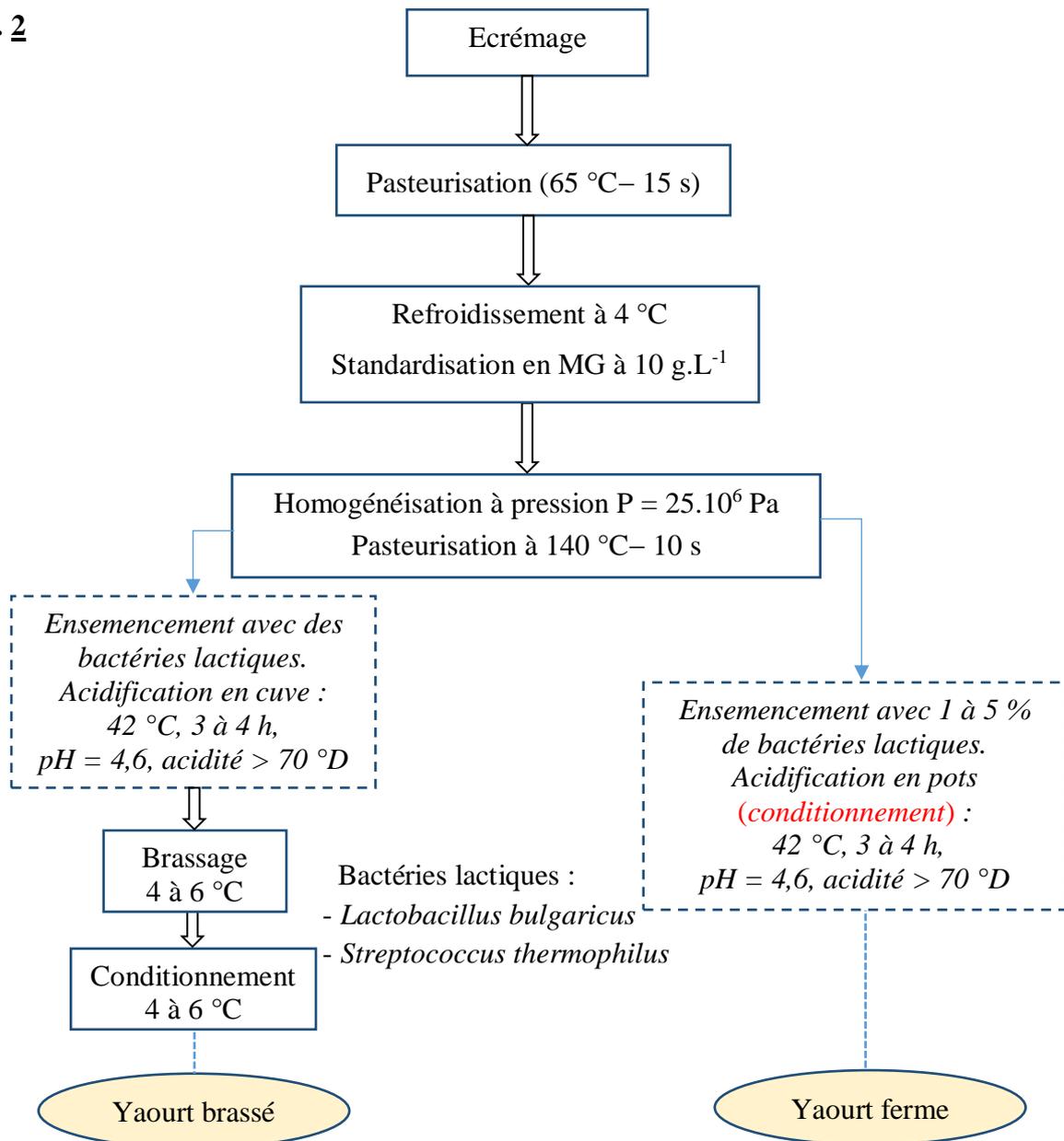
- Crème crue (à 4 °C) :
Pasteurisation (95 °C, 3 minutes), dégazage (désodorisation sous pressions), refroidissement (95–4 °C).
- Crème pasteurisée :
Maturations physique (4 °C, 5 heures) et biologique (15 °C, 18 heures avec addition de ferments, 0,2 % aromatique, et 0,8 % de bactéries lactiques.)
- Crème fermentée :
Barattage à 12 °C durant 15 minutes puis soutirage du sérum.
- Grains de beurre :
Malaxage avec lavage et salage pendant 20 minutes.
- Conditionnement du beurre à 4 °C.

B. Tracer le diagramme de production de yaourts ferme et brassé. Les principales opérations du procédé sont :

- Ecrémage (lait chauffé à 65 °C/15 s) ;
- Standardisation (MG : 10 g.L⁻¹/4 °C) ;
- Homogénéisation combinée avec le traitement thermique (140 °C/10 s, P = 25.10⁶ Pa) ;
- Ensemencement avec 1 à 5 % en bactéries lactiques (42 °C/ 3 à 4 h) et acidification (acidité > 70 °D, pH ~ 4,6) ;
- Conditionnement et stockage à 4 °C.

Solution

Fig. 2



Exercice 2

A. Calculer la fraction massique des lipides dans les différents laits suivants :

Lait entier (1)	Lait demi-écrémé (2)	Lait écrémé (3)
35,5 g.L ⁻¹	15,5 g.L ⁻¹	3 g.L ⁻¹

On donne la masse volumique du lait : $\rho_{\text{lait à } 20\text{ }^{\circ}\text{C}} = 1,03 \text{ kg.L}^{-1}$.

B. La masse de 300 g de lait renferme 280 g d'eau. Quels sont les rapports en masses d'eau et de la phase non aqueuse (PNA) dans le lait ?

C. Un litre de lait d'origine bovine contient environ 50 g de lactose, 32 g de protéines, et 40 g de matière grasse. Déterminer le pourcentage de chaque composé dans le lait.

Solution

A. $\bar{x}_1 = 3,47\%$; $\bar{x}_2 = 1,50\%$; $\bar{x}_3 = 0,29\%$.

B. $\bar{x}_{\text{eau}} = 0,933$; $\bar{x}_{\text{PNA}} = 0,067$.

C. 4,85 % en lactose ; 3,11 % en protéines ; 3,88 % en matière grasse.

Exercice 3

A. Une laiterie est équipée d'un pasteurisateur fonctionnant en continu : 1250 litres par heure.

- Quelle est la durée nécessaire à la pasteurisation d'un volume de 10000 litres de lait ?
- Calculer le débit massique du lait circulant dans le pasteurisateur.

B. Après traitement thermique, le lait est stocké dans une cuve cylindrique de surface de base, $S = 2 \text{ m}^2$ et de hauteur $h = 5 \text{ m}$. Le débit du lait, $\dot{V} = 1,4 \text{ L.s}^{-1}$.

- En déduire le diamètre minimum de la canalisation.
- Sachant que la cuve a une contenance de 10^4 L , déterminer en heures le temps nécessaire pour remplir la cuve.

Solution

A. $t_1 = 8 \text{ heures}$;

$$\dot{m} = 1287,5 \text{ kg.h}^{-1}$$

B. $D_{\text{min}} = 0,042\sqrt{u_{\text{max}}}$.

$t_2 \sim 2 \text{ heures}$.

Exercice 4

Du lait à 3,8 % de matière grasse (MG) et à 8,6 % de solides non gras (SNG) est séparé dans une écrémeuse (centrifugeuse). Pour un débit total du lait de $1000 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$, quels sont les débits massiques de lait écrémé et de la crème à 35% de gras obtient-on à la sortie de l'écrémeuse ?

**Solution**

Bilan de matière global : $\dot{m}_0 = \dot{m}_1 + \dot{m}_2$.

Bilan de matière sur la matière grasse : $\dot{m}_0 \cdot \bar{x}_{MG_0} = \dot{m}_1 \cdot \bar{x}_{MG_1}$.

$$\dot{m}_1 = 108,6 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}.$$

$$\dot{m}_2 = 891,4 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}.$$

Exercice 5

1. Déterminer la quantité m_1 de sirop de glucose à 60 % de solide qu'il faut mélanger par heure à une quantité m_2 de sirop de glucose à 15 % pour produire $1000 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ de sirop à 45 % de solide.

2. Calculer la quantité de chaleur (Q) nécessaire pour chauffer dans un blancheur une tonne de carottes de 5°C à 85°C si la chaleur massique des carottes est de $3,64 \text{ kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot^\circ\text{C}^{-1}$.

Solution

1. $m_1 = 333,3 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$, $m_2 = 666,7 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$.

2. $Q = 291200 \text{ kJ} = 81 \text{ kWh}$ sachant que : $1 \text{ kWh} = 3600 \text{ kJ} = 860 \text{ cal} = 3412,13 \text{ BTU}$.

Exercice 6

Deux compartiments séparés par une membrane poreuse contiennent du saccharose à des concentrations de $0,5$ et $0,2 \text{ mol}\cdot\text{L}^{-1}$, qui sont maintenues constantes au cours de la diffusion des molécules de saccharose ($D = 8 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2\cdot\text{s}^{-1}$) à travers la membrane. La surface totale de la membrane S est égale à $0,05 \text{ m}^2$ et son épaisseur e est de $10 \mu\text{m}$. Le régime est stationnaire, le transfert est unidirectionnel et sans réaction.

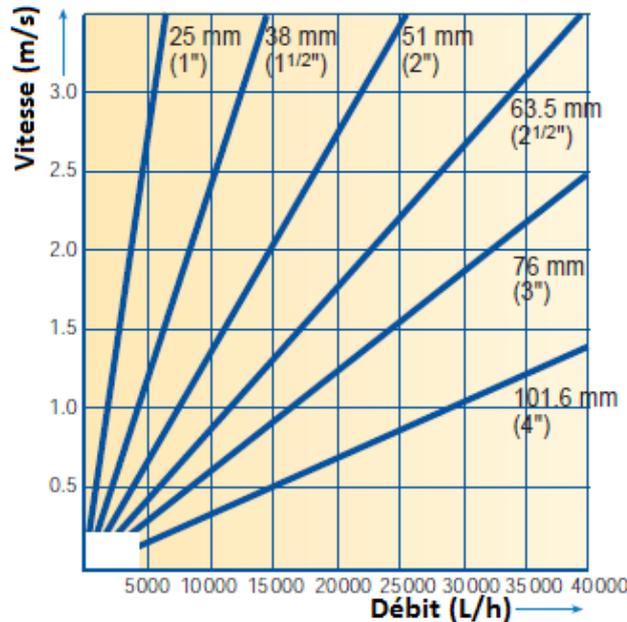
- Quelle est la valeur de la densité de flux du saccharose ?

Solution

$$J = 0,024 \text{ mol}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}.$$

Exercice 7

A. La vitesse du lait dans les canalisations de production dépend du diamètre intérieur du tuyau. A un débit de 20000 L.h⁻¹, la vitesse du produit dans un tuyau de 76 mm est de 1,25 m.s⁻¹, calculer la vitesse du lait dans un tuyau de 25 et 51 mm. Conclure ?

Fig. 3

B. La vitesse du lait qui ne devra pas être dépassée pour satisfaire aux exigences de qualité du produit, frottements liquide - paroi du tuyau, est d'environ 1,8 m.s⁻¹. En se référant au diagramme de débit et de vitesse du produit (**fig.3**), quel est le diamètre le plus proche de la limite exigée par les impératifs de vitesse ?

Solution

A. (51 mm, 2,78 m.s⁻¹) et (25 mm, 11,6 m.s⁻¹), lorsque le diamètre augmente, la vitesse diminue.

B. La vitesse de 1,8 m.s⁻¹ (~ 1,75 m.s⁻¹) correspond à un diamètre de 63,5 mm (2,5 pouces).

Exercice 8

A. Du lait s'écoule dans un tube en inox de diamètre $D = 6$ mm avec une vitesse $u = 1$ m.s⁻¹. Quel est le régime d'écoulement du lait ? $\rho = 1,032$ kg.m⁻³ ; $\mu = 2.10^{-3}$ Pa.s.

B. Un viscosimètre rotatif à cylindres coaxiaux possède un cylindre intérieur qui tourne à 500 tours par minute dans du fromage frais ($\mu = 0,251$ Pa.s) à une température de 20 °C. L'entrefer e est de 5 mm (les diamètres des deux cylindres sont très proches). On suppose que l'écoulement du fromage dans le viscosimètre est laminaire.

- Sachant que la puissance (P) est définie par le produit de la force appliquée par une vitesse, quelle est la puissance requise pour faire tourner le cylindre ?

Solution de l'exercice N°8

A. $Re = 3096$: l'écoulement du lait dans le tube est intermédiaire.

B. $P = A \cdot \mu \cdot \frac{v^2}{e}$; $v = 1,05 \text{ m.s}^{-1}$; $A = 18,84 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$; D'où : $P = 1,043 \text{ W}$.

Exercice 9

Les parois d'une cellule de cuisson (50 mm d'épaisseur) sont constituées d'un matériel isolant de conductibilité, $\lambda = 0,04 \text{ W.m}^{-1}.\text{°C}^{-1}$, inclus entre deux plaques métalliques de conductibilité, $\lambda = 14 \text{ W.m}^{-1}.\text{°C}^{-1}$, et d'épaisseur de 1 mm. Le coefficient de convection interne relatif à l'air pulsé, $h = 30 \text{ W.m}^{-2}.\text{°C}^{-1}$, et le coefficient de convection externe relatif à l'air de l'atelier, $\hat{h} = 8 \text{ W.m}^{-2}.\text{°C}^{-1}$. Les parois développent une surface externe totale de 40 m^2 . A l'intérieur de la cellule de cuisson règne une température constante de 70 °C , tandis que la température ambiante de l'atelier est de 20 °C .

- Calculer la résistance thermique globale due au flux de chaleur qui traverse l'ensemble de la paroi et ses faces interne et externe puis trouver la valeur de ce flux thermique.

Solution

$$R_T = 1,409 \text{ W}^{-1}.\text{m}^2.\text{°C} ; q = 1420 \text{ W}$$

Exercice 10

A. Quelle quantité d'énergie Q doit on retirer de 1000 kg d'eau à 15 °C pour en faire de la glace à 0 °C ? On donne :

- La chaleur latente de fusion de la glace/solidification de l'eau : $334,8 \text{ kJ.kg}^{-1}$.
- La chaleur latente de vaporisation de l'eau : $2500,4 \text{ kJ.kg}^{-1}$.

B. Le report de caillé de lait de chèvre en vue de la fabrication de fromage est souvent réalisée par congélation. On supposera que le produit se présente sous forme de plaques planes d'épaisseur, $2e$ (modèle de plaque infinie). Exprimer la durée du palier de congélation.

Solution

A. $Q = (\text{chaleur nécessaire pour refroidir l'eau de } 15 \text{ à } 0 \text{ °C}) + (\text{chaleur latente de solidification})$.

$$Q = 1000 \times C_{\text{eau}} \times (15-0) + 1000 \times 334,880. \quad (C_{\text{eau}} = 4180 \text{ J.kg}^{-1}.\text{°K}^{-1}).$$

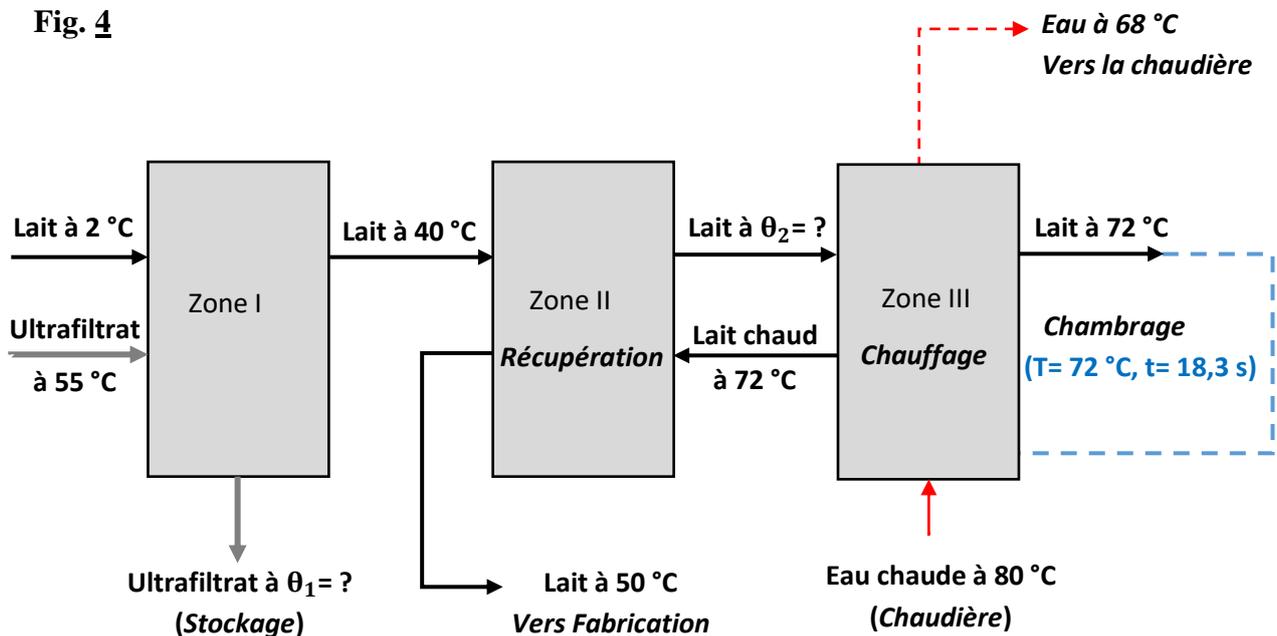
$$Q = 397,58 \cdot 10^6 \text{ J}$$

B.

$$t = \frac{\rho \cdot \Delta H}{\theta_c - \theta_a} \cdot e \left(\frac{1}{h} + \frac{e}{2\lambda} \right) \text{ avec } \begin{cases} \theta_c: \text{température de congélation commençante du caillé.} \\ \theta_a: \text{température de l'air.} \end{cases}$$

Exercice 11

Le lait est conservé par pasteurisation dans l'échangeur de chaleur représenté dans la **figure 4**. Le lait dont la chaleur massique $C_{\text{lait}} = 4000 \text{ J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$, la masse volumique $\rho_{\text{lait}} = 1030 \text{ kg.m}^{-3}$, est introduit dans la zone I de l'échangeur à un débit $\dot{V}_{\text{lait}} = 12000 \text{ L.h}^{-1}$, où il est réchauffé de 2 à 40 °C par l'ultrafiltrat ($C_{\text{ultrafiltrat}} = 4000 \text{ J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$, $\rho_{\text{ultrafiltrat}} = 1025 \text{ kg.m}^{-3}$) provenant d'une autre partie de l'installation à un débit $\dot{V}_{\text{ultrafiltrat}} = 9000 \text{ L.h}^{-1}$ et à une température de 55 °C. Le lait est ensuite chauffé de 40 °C jusqu'à une température θ_2 dans la zone de récupération, puis sa température augmente jusqu'à atteindre 72 °C dans la zone III de l'échangeur.

Fig. 4

- Quel est le barème de pasteurisation retenu pour le traitement du lait ?
- Quelle est la valeur de la température (θ_2) du lait sortant de la zone de récupération II ?
- Connaissant les propriétés de l'eau ($C_{\text{eau}} = 4190 \text{ J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$; $\rho_{\text{eau}} = 980 \text{ kg.m}^{-3}$) dans l'intervalle des températures considérées, calculer le débit massique de l'eau (\dot{m}_{eau}).
 - Trouver la puissance (q) de la chaudière dans la zone III ?

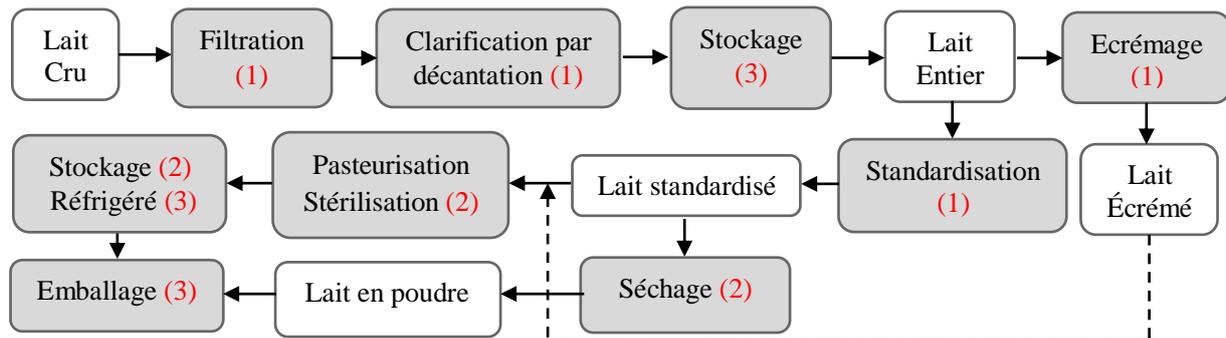
Solution

- 72 °C - 18,3 s.
- $\theta_2 = 62 \text{ °C}$.
- $\dot{m}_{\text{eau}} = 9832,94 \text{ kg.h}^{-1}$.
 $q = 494,4.10^6 \text{ J.h}^{-1}$.

Exercice 12

Décrire un procédé de traitement de lait impliquant les opérations unitaires suivantes :

1. Séparation et ajustement des constituants du lait tels que les matières grasses, les insolubles protéiques et les cristaux de lactose de la phase dispersante.
2. Stabilisation et de conservation des produits laitiers.
3. Conditionnement.

Fig. 5**Exercice 13**

A. Du lactosérum de pâte pressée cuite ($\rho_\ell = 1025 \text{ kg.m}^{-3}$; $\mu_\ell = 10^{-3} \text{ Pa.s}$; $\dot{V}_\ell = 12,5 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$) est clarifié en continu dans un décanteur statique horizontal de hauteur 0,80 m et de surface horizontale A_1 égale à 10 m^2 . Les grains de caillé sont considérés comme étant de forme sphérique et leur masse volumique ρ_c est égale à 1200 kg.m^{-3} .

- Quel est le diamètre d le plus faible des grains de caillé susceptibles d'être décantés ?

B. L'industriel souhaite remplacer le décanteur horizontal en raison de la place excessive qu'il occupe dans l'atelier et des risques de contamination microbienne qu'il entraîne. Pour ce faire, il étudie les possibilités offertes par une centrifugeuse constituée d'un bol tubulaire tournant à $1000 \text{ tours.min}^{-1}$ dans lequel l'admission du liquide est réalisée à 9 cm de l'axe de rotation. On supposera qu'une particule est séparée si la vitesse de chute (centrifuge) est supérieure ou égale à la vitesse de passage du liquide.

- Quelle est la hauteur h du bol pour pouvoir décanter les grains de caillé de diamètre de 60 microns? Trouver la valeur du nombre de Reynolds, est-elle conforme à l'établissement du régime laminaire ? En comparant les surfaces des deux types de décanteurs, conclure ?

Solution

A. $d = 60 \text{ }\mu\text{m}$.

B. $h = 0,18 \text{ m}$; $Re = 2,12$ (régime laminaire) ; $A_2 = 0,1 \text{ m}^2$: la surface du décanteur centrifuge est 100 fois plus grande que celle du décanteur statique ($A_1 = 10 \text{ m}^2$).

Exercice 14

Une entreprise fabrique une poudre enrichie en protéines destinée à l'élaboration de produits pour sportifs. L'enrichissement en protéines est réalisé par ultrafiltration de lait écrémé, l'objectif étant un rapport protéines/matière sèche égal à 70 %. Les membranes utilisées ont un seuil de coupure tel que le taux de rétention des protéines est de 100 % et celui du lactose et des minéraux de 0 %. La composition du lait écrémé ($\rho_\ell = 1037 \text{ kg.m}^{-3}$; $\dot{V}_\ell = 15 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$) entrant dans l'installation est la suivante :

- Protéines : $x_\ell = 32 \text{ g.kg}^{-1}$.
- Eléments solubles (lactose, minéraux et azote non protéique) : $x_\ell = 60 \text{ g.kg}^{-1}$.

On considère que l'ensemble des protéines ne font pas partie de la phase soluble et que la composition du perméat en éléments solubles x_p est de 62 g.kg^{-1} .

Les masses volumiques du rétentat ρ_R et du perméat ρ_p obtenus sont respectivement de 1072 kg.m^{-3} , et 1025 kg.m^{-3} .

- Trouver le facteur de réduction volumique mis en œuvre et les débits et compositions du rétentat et perméat d'ultrafiltration ?

Solution

$$F = 4,086 ; \dot{V}_R = 3,67 \text{ m}^3.\text{h}^{-1} ; \dot{V}_P = 11,63 \text{ m}^3.\text{h}^{-1} ; x_P = 0 ; x_R = 126,48 \text{ g.kg}^{-1} ; x'_R = 54,27 \text{ g.kg}^{-1}.$$

Exercice 15

Une tour de séchage par pulvérisation traite 2,5 tonnes/heure de lait concentré à 48 % MS (teneur en matière sèche sur total) et 50°C, pour faire une poudre à 3 % d'humidité (eau sur total) sortant du séchoir à 75 °C. L'air extérieur est à 25 °C avec une température de thermomètre humide de 18 °C. Il est réchauffé à 180 °C par une batterie chauffée à la vapeur (échangeur de chaleur). Le débit d'air mesuré à l'entrée est de 37 tonnes d'air sec/heure. Il sort à 95 °C de la tour. Les chaleurs massiques du concentré et de la poudre sont respectivement de 3 et $1,7 \text{ kJ.kg}^{-1}.\text{°C}^{-1}$.

- A. Déterminer les débits de produit sortant \dot{m}_2 , et d'eau évaporée \dot{m}_{eau} .
- B. Quelles sont les caractéristiques de l'air sortant de la tour ?
- C. Effectuer le bilan thermique et évaluer l'efficacité thermique de cette installation puis commenter le résultat.

Solution de l'exercice N°15

A. Débits massiques et caractéristiques de l'air :

$$\dot{m}_2 = 1,237 \text{ tonnes/h} ; \dot{m}_{eau} = 1,263 \text{ tonnes/h.}$$

B.

T_h est lue au point d'intersection de l'isenthalpe, et de la courbe de saturation ($\varphi = 100 \%$).

$T_h = 18 \text{ °C}$, on procède inversement sur le diagramme enthalpique (**Annexe III**), à $T_0 = 25 \text{ °C}$,

$Y_0 = 0,01$, donc :

L'humidité absolue de l'air à l'entrée du séchoir : $Y_1 = Y_0 = 0,01 \text{ kg d'eau par kg d'air sec.}$

L'enthalpie de l'air à 25 °C est aux environs de $50 \text{ kJ/kg d'air sec.}$

L'humidité absolue de l'air à la sortie : $Y_2 = Y_1 + \frac{\dot{m}_{eau}}{\dot{m}_a}$, $\dot{m}_a = 37 \text{ tonnes/h}$ (débit d'air sec).

$Y_2 = 0,044 \text{ kg d'eau par kg d'air sec.}$ On peut ainsi déduire à partir du diagramme, l'enthalpie de l'air à l'entrée et à la sortie de la tour (voir Annexe III).

$$\begin{cases} T_1 = 180 \text{ °C} \\ Y_1 = 0,010 \end{cases} \quad H_1 \sim 210 \text{ kJ/kg d'air sec} ; \quad \begin{cases} T_2 = 95 \text{ °C} \\ Y_2 = 0,044 \end{cases} \quad H_2 \sim 205 \text{ kJ/kg d'air sec.}$$

C.

- Les enthalpies d'air à l'entrée H_1 , et à la sortie H_2 du séchoir sont presque identiques donc l'hypothèse de séchage isenthalpique n'est pas exactement vérifiée, les pertes thermiques dues aux parois, et aux erreurs de lecture sur le diagramme sont évaluées à $111,75 \text{ kJ.s}^{-1}$.

- Le rapport de consommation énergétique à la température moyenne de la matière, $T = 62,5 \text{ °C}$ est d'environ 2, le double. $\Delta H_{vap} = 2353,4 \text{ kJ/kg d'eau à } 62 \text{ °C}$ (voir **Annexe II**).

Donc on dépense le double de l'énergie nécessaire. Ce défaut d'efficacité vient pour l'essentiel des $37\,000 / 1\,260 = 29 \text{ kg AS}$ par kg d'eau évaporée qui entrent à 25 °C et sortent à 95 °C .

Exercice 16

Du lactosérum de pates pressées cuites ($EST_1 = 65 \text{ g/kg}$; $\dot{m}_1 = 55 \text{ tonnes/h}$) est concentré dans un évaporateur 6 effets avec thermocompresseur. Le concentré sort à un débit \dot{m}_C de $6,5 \text{ tonnes/h}$. L'écart moyen de température entre la vapeur et le produit à concentrer est de 6 °C , et la température du produit varie de 70 °C en tête à 46 °C en sortie d'installation.

- Quel est l'extrait sec total du concentré, EST_C ?
- Quel est le débit de vapeur \dot{m}_V de cette installation ?

Solution

$EST_C = 550 \text{ g/kg}$ (application de bilan de massique sur l'extrait sec sur toute l'installation).

$\dot{m}_V = 6929 \text{ kg/h}$ (débit massique d'eau éliminée).

Conclusion

Ce cours photocopié comprend les informations utiles à la maîtrise des opérations industrielles des procédés alimentaires. Dans cet ouvrage sont présentées les opérations des procédés les plus utilisées dans l'industrie laitière telles que la filtration, la pasteurisation, le séchage, etc. Les bases nécessaires (mécanique des fluides, transferts de chaleur et de matière) pour la compréhension des phénomènes mis en jeu lors des étapes de transformation ainsi que les outils de raisonnement et de calcul (équations de bilans de matière et de chaleur) essentiels au dimensionnement des appareils et des procédés sont explorés puis illustrés par des exemples d'applications industrielles.

Références bibliographiques

- Aymar, P.; Bacchin, P.; Maurel, A. (2023). *Filtration membranaire - Aspects théoriques : mécanismes de transfert*. Techniques de l'ingénieur, J2789, 24 p.
 - Aymar, P.; Bacchin, P.; Maurel, A. (2010). *Filtration membranaire (OI, NF, UF, MFT) - Aspects théoriques : perméabilité et sélectivité*. Techniques de l'ingénieur, J2790, 19 p.
 - Bazinet, L.; Castaigne, F. (2011). *Concepts de génie alimentaire - Procédés associés et applications à la conservation des aliments*. Paris : Tec & Doc, 576 p.
 - Bimbenet, J.J. (2018). *Bases conceptuelles du génie des procédés agroalimentaires*. Techniques de l'ingénieur, F1000, 15 p.
 - Bimbenet J.J.; Duquenoy, A.; Trystram, G. (2007). *Génie des procédés alimentaires - Des bases aux applications*. Paris : Dunod, 573 p.
 - Bonazzi, C., Bimbenet, J.J. (2003). *Séchage des produits alimentaires - Principes*. Techniques de l'Ingénieur, F3000, 15 p.
 - Bontemps, A. (2021). *Échangeurs de chaleur - Définitions et principes généraux*. Techniques de l'ingénieur, BE9515, 20 p.
 - Bontemps, A.; Fourmigué, J.F. (2021). *Échangeurs de chaleur - Dimensionnement thermique*. Techniques de l'ingénieur, BE9517, 25 p.
 - Bylund, G. (1995). *Dairy processing handbook*. Lund, Sweden : Tetra Pak Processing Systems AB, 436 p.
 - Causserand, C.; Albasi, C.; Roux de Balmann, H. (2017). *Filtration membranaire - Applications en traitement des eaux*. Technique de l'ingénieur, J2794, 18 p.
 - Decloux, M.; Rémond, B. (2017). *Évaporation - Agencement des évaporateurs et applications*. Techniques de l'Ingénieur, F3004, 19 p.
 - Jeantet, R.; Roignant, M.; Brulé, G. (2001). *Génie des procédés appliqué à l'industrie laitière*. Paris : Tec & Doc, 164 p.
 - Mahaut, M.; Jeantet R.; Brulé, G.; Schuck P. (2000). *Les produits industriels laitiers*. Paris : Tec & Doc, 178 p.
 - Marvillet, C. (2021). *Applications industrielles du froid - Généralités*. Techniques de l'ingénieur, BE9755, 18 p.
 - Minvielle, Z.; Caney, N.; Clément, P.; Bandelier, P.; Marty, P.; Gruss, J.A.; Roussel, C. (2021). *Échangeurs de chaleur - Description*. Techniques de l'ingénieur, BE9516, 27 p.
 - Moulin, J.P.; Pareau, D.; Rakib, M.; Stambouli, M. (1988). *Transfert de matière*. Techniques de l'ingénieur, J1075, 16 p.
 - Peczalski, R., Laurent, M. (2017). *Transferts dans les aliments solides - Modèles physiques et mathématiques*. Techniques de l'ingénieur, F2000, 18 p.
-

Annexe I

Tableau I. Propriétés thermo-physiques de l'air, eau, lait et quelques produits laitiers à des températures de 20 °C, 40 °C, 80 °C, et 100 °C.

Masse volumique ρ ($kg.m^{-3}$)		Viscosité μ ($m^2.s^{-1}$)		Conductibilité thermique λ ($W.m^{-1}.K^{-1}$)		Chaleur massique C ($J.kg^{-1}.K^{-1}$)	
Air à 20 °C	1,205	Air à 20 °C	$1,85.10^{-5}$	Air à 20 °C	0,026	Air à 20 °C	1006
Eau à 20 °C	998,2	Eau à 20°C	1.10^{-3}	Eau à 20 °C	0,599	Eau à 20 °C	4180
Eau à 80 °C	971,8	Eau à 80°C	$0,36.10^{-3}$	Eau à 80 °C	0,670	Eau à 80 °C	4190
Lait entier à 20 °C	1030	Lait entier à 20 °C	2.10^{-3}	Lait entier à 20 °C	0,56	Lait entier à 40 °C	3849
Lait écrémé à 20 °C	1035	Lait entier à 40 °C	$1,3.10^{-3}$	Lait entier à 40 °C	0,53	Lait entier à 40 °C	
		Lait entier à 80 °C	$0,6.10^{-3}$	Lait écrémé à 0 °C	0,538	Lait écrémé à 0 °C	3975
		Lait entier homogénéisé à 40 °C	$5,5.10^{-3}$	Lait écrémé à 80 °C	0,653	Lait écrémé à 0 °C	
				Lait concentré (23 % EST) à 20°C	0,47	Lait écrémé à 100 °C	4017
				Lait concentré (50 % EST) à 20 °C	0,32		
Poudre de lait entier (28 % MG) à 20 °C	1280			Poudre de lait entier (97 % EST) à 20 °C	0,066		
				Poudre de lait écrémé (96 % EST) à 20 °C	0,062	Poudre de lait entier à 40 °C	1470
						Poudre de lait écrémé à 20 °C	1260
Matière grasse laitière à 20 °C	916	Matière grasse laitière à 20 °C	$70,8.10^{-3}$	Matière grasse laitière à 20 °C	0,17		
Matière grasse laitière à 40 °C	902	Matière grasse laitière à 20 °C					
Matière grasse laitière à 80 °C	876	Matière grasse laitière à 40 °C	$30,9.10^{-3}$	Yaourt à 20 °C	0,57		
		Matière grasse laitière à 80 °C	$9,8.10^{-3}$	Crème (40 % MG) à 20 °C	0,36	Crème (45 % MG) à 0 °C	3054
				Beurre (83 % MG) à 20 °C	0,21	Beurre (85 % MG) à 0 °C	2050
Lactosérum à 20 °C	1025			Lactosérum à 20 °C	0,54		
Lactosérum à 80 °C	998						

Annexe II

Tableau II. Pression de vapeur saturante P_e^0 , l'enthalpie de vapeur H_v , la chaleur de vaporisation ΔH_{vap} , et la masse volumique de la vapeur en fonction de la température.

T (°C)	P_e^0 (Pa)	H_v (kJ.kg ⁻¹)	ΔH_{vap} (kJ.kg ⁻¹)	ρ_v (kg.m ⁻³)	T (°C)	P_e^0 (Pa)	H_v (kJ.kg ⁻¹)	ΔH_{vap} (kJ.kg ⁻¹)	ρ_v (kg.m ⁻³)
0	610,8	2500,4	2500,4	0,005	72	33960	2629,7	2328,7	0,215
20	2337	2537,2	2453,5	0,017	74	36961	2633,1	2323,7	0,232
30	4241	2555,6	2430,0	0,030	76	40188	2636,4	2318,6	0,251
36	5940	2566,5	2415,8	0,042	78	43649	2639,8	2313,2	0,272
38	6624	2570,3	2411,2	0,046	80	47356	2643,1	2308,2	0,293
40	7375	2573,6	2406,2	0,051	82	51328	2646,5	2303,2	0,316
42	8198	2577,4	2401,5	0,056	84	55574	2649,4	2297,7	0,341
44	9100	2580,7	2396,5	0,062	86	60105	2652,8	2292,7	0,367
46	10085	2584,1	2391,5	0,069	88	64949	2656,1	2287,6	0,394
48	11162	2587,9	2386,9	0,076	90	70108	2659,0	2282,2	0,424
50	12335	2591,6	2382,3	0,083	92	75609	2662,4	2277,2	0,455
52	13613	2595,0	2377,3	0,091	94	81464	2665,7	2272,2	0,488
54	15002	2598,3	2372,7	0,100	96	87691	2668,7	2266,7	0,522
56	16509	2602,1	2368,1	0,109	98	94301	2672,0	2261,7	0,559
58	18146	2605,4	2363,0	0,119	100	101325	2674,9	2256,3	0,598
60	19917	2609,2	2358,4	0,130	105	120800	2682,5	2242,5	0,705
62	21389	2612,6	2353,4	0,142	110	143270	2690,0	2229,1	0,826
64	23909	2615,9	2348,4	0,154	115	169060	2697,6	2215,2	0,965
66	26145	2619,3	2343,4	0,168	120	198540	2704,7	2201,0	1,122
68	28557	2622,6	2338,3	0,183	125	232080	2711,8	2187,2	1,299
70	31156	2626,4	2333,7	0,198	130	270110	2718,5	2172,5	1,497

Annexe III

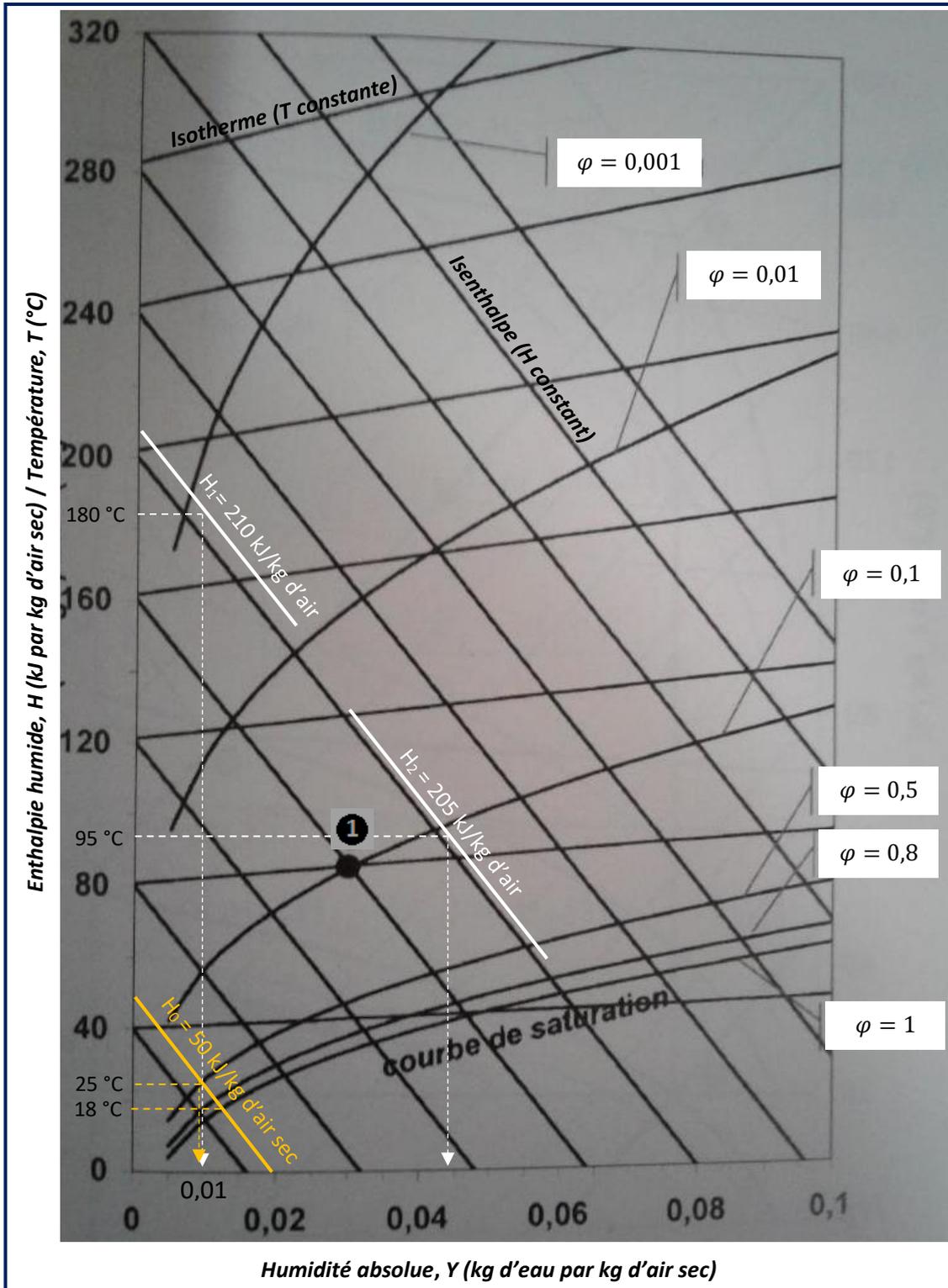


Figure A : Diagramme enthalpique de l'air humide.