

# Raffinage par les techniques membranaires

[Oléagineux, Corps Gras, Lipides. Volume 4, Numéro 1, 51-4, Janvier - Février 1997, Dossier :](#)

## ■ [Résumé](#)

**Auteur(s) :** Daniel PIOCH, Laboratoire de Lipotechnie CIRAD-Département des Cultures Pérennes 34 032 Montpellier Cedex.

**Résumé :** Le monde des huiles et des corps gras traverse actuellement une phase de remise en «Environnement et industrie des corps gras» récemment publié [OCL (3,4)]. Cette effervescence qui voit dans la réduction des nuisances une opportunité d'asseoir leur crédibilité et d'améliorer le système de taxation des pollutions, cette orientation stratégique conduit à la réduction des coûts de production et - comme l'écrit Michel Despau dans le dossier cité ci-dessus : «Elle devient un facteur de progrès et de développement durable», de situer l'intérêt des technologies membranaires par rapport à la dynamique actuelle.

## ARTICLE

Le monde des huiles et des corps gras traverse actuellement une phase de remise en cause, comme l'atteste notamment le dossier «Environnement et industrie des corps gras» récemment publié [OCL (3,4)]. Cette effervescence est liée à la nouvelle attitude des industriels qui voient dans la réduction des nuisances une opportunité d'asseoir leur crédibilité et d'améliorer leur image de marque. Liée à l'évolution du système de taxation des pollutions, cette orientation stratégique conduit à la réduction des coûts de production et - comme l'écrit Michel Despau dans le dossier cité ci-dessus : «Elle devient un facteur de progrès et de développement durable». Il s'agit donc, dans cette brève note, de situer l'intérêt des technologies membranaires par rapport à la dynamique actuelle.

### Les technologies membranaires

Les technologies membranaires<sup>1</sup>, telles que la filtration frontale pratiquée couramment dans l'industrie, supposent la mise en œuvre d'une barrière physique dénommée membrane qui sépare le fluide en deux fractions, le filtrat ou perméat et le rétentat. Alors que, dans le cas le plus simple, le rétentat est en général un solide «sec» ou imprégné de la phase liquide constituant le filtrat, on trouve des cas de figures plus variés pour les techniques membranaires telles que nous les entendons ici. Le domaine d'utilisation est en conséquence beaucoup plus étendu comme exposé ci-après.

#### *Les membranes*

La membrane peut être vue comme un milieu présentant des pores dont la distribution des diamètres détermine la taille maximale des espèces qui pourront franchir cette barrière :

molécules, macromolécules, espèces portant une charge électrique, cristaux, micelles et autres agrégats. De plus, les membranes ont aussi la possibilité de présenter une affinité particulière pour l'un des composants du milieu à traiter qui pourra donc la traverser sans problème alors que d'autres, de dimensions voisines, seront arrêtées. Par ailleurs, du point de vue rhéologique, ces techniques nécessitent seulement des milieux suffisamment fluides ; ainsi le rétentat et le perméat peuvent être respectivement solide, liquide ou gazeux et liquide ou gazeux. Cette brève description des propriétés de ces systèmes donne une idée de la variété des possibilités de ségrégation qui ne sont donc pas uniquement basées sur des critères stériques.

### **Membranes en polymères**

Les matériaux qui constituent les membranes se répartissent en trois groupes : les premières membranes commercialisées étaient en polymère d'origine naturelle (cellulose, acétate de cellulose) ; les membranes dites de deuxième génération, quant à elles, sont en polymères de synthèse (polysulfone, polyamide, polymère fluoré, polyacrylonitrile).

L'étude bibliographique montre que, dans leur très grande majorité, ces membranes ne résistent pas aux conditions imposées par le travail avec les huiles, surtout pour les essais sur miscella d'extraction ou lors du lavage avec un solvant (hexane ou alcools).

### **Membranes minérales**

La dernière catégorie mise sur le marché est celle des membranes minérales (carbone, alumine, oxydes de zirconium ou de titane). Elles peuvent être en matériaux frités ou bien obtenues à partir de gels. Lorsqu'une couche supplémentaire est déposée sur la face amont, la structure de la membrane est dite non symétrique. Cette dernière couche, dont l'épaisseur peut mesurer plusieurs microns, joue le rôle le plus actif dans la ségrégation (diamètre des pores, caractère hydrophile ou lipophile) alors que le matériau le plus épais devient en fait un support. De par leur composition, les membranes minérales présentent une bonne inertie chimique, alliée à une grande résistance thermique et mécanique.

Malgré l'évolution constante de la gamme des produits commercialisés qui ne permet pas d'en connaître toutes les propriétés, les membranes minérales possèdent de nombreux atouts pour les applications dans le domaine de l'extraction et du raffinage des huiles qui nous intéresse. Le seul inconvénient reste leur prix (jusqu'à 8 fois plus élevé que celui des membranes organiques) qui serait probablement compensé, à l'usage, par une plus longue durée de vie ; nous aurons l'occasion de revenir sur ce point.

### **Les applications à l'extraction et au raffinage des huiles**

#### *Concentration du miscella-recyclage du solvant*

Les procédés actuels sont basés sur l'évaporation de l'hexane à partir du miscella qui contient environ 25 % d'huile. En raison de la chaleur latente d'évaporation de l'hexane, cette étape est la plus coûteuse du point de vue énergétique. S'agissant de séparer des espèces à l'état moléculaire (hexane et triglycérides), c'est donc l'osmose inverse qui a été retenue par les chercheurs. À la suite d'une série de tests, Mohr *et al.* (1988) ont proposé un procédé en plusieurs étapes faisant intervenir deux types de membranes, les unes à haut pouvoir et les autres à bas pouvoir de séparation. Ils sont parvenus à des flux de l'ordre de 8 à 11 l/h/m<sup>2</sup> (1 MPa ; 25-35 °C) et le taux de rejet des triglycérides des membranes testées est de l'ordre de 86 à 98 %. Selon les auteurs, il

devrait ainsi être possible de récupérer plus de 50 % de l'hexane au cours du traitement membranaire. Le miscella concentré serait ensuite traité dans les évaporateurs habituels. Parmi les avantages, les auteurs citent une économie d'énergie estimée à plus de 300 kJ/kg d'huile produite. Cependant les auteurs se sont heurtés à la faible résistance des membranes organiques.

Conscients de ce problème, Koseoglu *et al.* (1990) ont à leur tour testé au laboratoire une grande variété de membranes organiques disponibles sur le marché avant d'entreprendre des essais de filtration tangentielle en atelier pilote, à des pressions comprises entre 2 et 6 MPa et avec des modules d'une surface de 0,5 à 1,5 m<sup>2</sup>. D'après ces essais, qui ont été réalisés avec de l'huile brute de coton en mélange avec un solvant, aucune membrane n'a résisté à l'isopropanol et une seule (en polyamide) conviendrait pour l'hexane. Mais dans ce dernier cas, le débit de perméat était négligeable. Finalement les essais les plus concluants ont été obtenus pour le miscella éthanolique et avec trois membranes seulement (acétate de cellulose ou polymère fluoré) : l'éthanol du perméat contenait moins de 1 % d'huile après une seule étape de filtration pour un débit de 46 l/h/m<sup>2</sup> à 2,7 MPa et le miscella concentré titrait 65 % d'huile. Des problèmes de fuites imputables à une mauvaise tenue au solvant ont été remarqués.

Ces essais ayant été réalisés à l'échelle pilote, on regrette de ne pas disposer d'informations au sujet de la composition de l'huile, de la durée, de l'évolution du débit de perméat en fonction du temps et, le cas échéant, du protocole de nettoyage, pour une meilleure évaluation des performances du procédé.

Dans une usine de trituration, pour limiter les pertes et éviter les rejets atmosphériques, l'ensemble des gaz riches en vapeur d'hexane est épuré par barbotage dans une huile minérale, puis le solvant est récupéré par distillation. Koseoglu (1990) signale un procédé, testé par la société Membrane Technology Research, qui est basé sur la perméation de l'hexane à travers une membrane dont la face aval se trouve sous vide partiel (pervaporation). Le perméat est ensuite liquéfié par compression alors que l'air épuré est recyclé dans le procédé. Pour les membranes en silicone ou en néoprène, la différence de perméabilité entre l'hexane et l'azote est de l'ordre de 100 à 10 000 en faveur du premier. Afin d'allonger la durée de vie des membranes, les auteurs signalent qu'il faudrait retirer toutes les fines issues du tourteau si ce procédé devait être appliqué à l'échelle industrielle.

### *Dégommage*

Pour la plupart des huiles, la première étape du raffinage est le dégomme qui consiste à retirer le maximum de phosphatides avant stockage de l'huile brute ou toute autre opération de purification. Le dégomme est pratiqué par ajout d'eau et centrifugation afin de séparer l'huile dégomme de la phase aqueuse riche en phospholipides. Sen Gupta (1978), à qui l'on doit les premiers travaux dans ce domaine, a proposé une méthode basée sur l'ultrafiltration directe du miscella afin de séparer les micelles de phospholipides formées spontanément en milieu solvant. Bien que ces résultats n'aient pas connu de développement industriel, ils ont eu le mérite de montrer tout l'intérêt des techniques membranaires pour le raffinage des huiles.

Les chercheurs de l'Université A&M du Texas (Koseoglu, 1990) ont réalisé des essais de dégomme d'huile brute de coton en solution hexanique (25/75) en opérant en filtration frontale avec des membranes en polysulfone, en polyamide ou en polymère fluoré. Aucun de ces matériaux n'a résisté à l'hexane (phénomène de gonflement) et, pour retarder l'effet du colmatage, une agitation à l'aide d'un barreau aimanté placé sur la membrane a été nécessaire afin de limiter l'accumulation des phospholipides. Si cette solution pouvait convenir pour une

surface de filtration de 40 cm<sup>2</sup> et un volume de miscella de 300 ml, il est évident que ces conditions ne pourront pas être reproduites à l'échelle industrielle. En résumé de ces essais, pour les membranes de seuil de coupure de 10 000 daltons, donc du domaine de l'osmose inverse, la teneur en phosphore a été réduite de plusieurs centaines à 4 ppm ou moins. De même, le traitement a permis d'abaisser l'acidité libre (jusqu'à 50 %), la teneur en gossypol (25 %) et en chlorophille. Les flux de filtrat, quant à eux, varient de 10 à 40 l/h/m<sup>2</sup>.

Plus récemment une équipe de l'Université de l'Illinois (Raman, 1994) a réalisé des essais comparables en filtration tangentielle avec une membrane en polyimide (seuil de coupure 20 000 daltons). La nature de l'huile n'est pas précisée. Le perméat contient 98 % des triglycérides et des acides gras libres en solution dans l'hexane, alors que le rétentat contient, quant à lui, la totalité des phospholipides concentrés en milieu hexanique. Par extrapolation de ces résultats, les chercheurs ont alors proposé un diagramme pour un procédé de production de 250 t/j. Ni la durée des essais ni l'évolution des débits ne sont précisées. Malgré l'assurance donnée par les auteurs qu'aucun phénomène de colmatage n'a été décelé, compte tenu de notre expérience, cette remarque signifie que les essais n'ont pas été effectués pendant un temps suffisamment long.

Poursuivant les travaux de Sen Gupta, la société Unilever a pris plusieurs brevets d'invention dont le plus récent, appliqué aux huiles super dégommees (Van De Sande, 1996), revendique un traitement de maturation des agrégats de phosphatides résiduels dans des conditions données (1,5 h à 25 °C pour une huile de colza par exemple), suivi d'une étape de séparation qui peut être la microfiltration. Le traitement peut comprendre l'addition de lécithine ou d'un agent adsorbant ou encore la neutralisation partielle de l'acidité libre avec de la soude. Les nombreux exemples cités dans le brevet montrent l'efficacité du point de vue de la rétention des phospholipides, du calcium, du fer et des caractéristiques organoleptiques. Par contre, aucune information n'est donnée quant aux débits de filtrat en fonction du diamètre des pores (0,45 à 3 µm) et du temps de filtration.

#### *Déacidification en milieu solvant (non basique)*

La déacidification par extraction à l'aide d'un solvant a été proposée, il y a près d'un demi-siècle, mais jamais vraiment développée à cause de la consommation d'énergie, la chaleur latente d'évaporation de l'éthanol par exemple étant bien supérieure à celle de l'hexane qui est couramment utilisé. Cette technique ne paraît intéressante qu'en cas d'hyperacidité (10 % et plus pour l'huile de son de riz) afin de limiter les pertes en huile neutre qui dans ce cas deviennent prohibitives. Cette méthode a aussi inspiré les chercheurs travaillant dans le domaine des séparations membranaires.

Poursuivant notre exploration des usages potentiels de ces techniques, après la récupération du solvant et le dégommage, Kuerentjes *et al.* (1991) ont quant à eux réalisé la déacidification d'une huile par extraction liquide-liquide avec un solvant et sans utiliser une base contrairement au raffinage chimique actuel. La séparation des triglycérides et des acides gras sur membrane ne paraît guère envisageable à partir de l'huile brute ; l'intervention d'un solvant paraît en effet nécessaire en raison de la faible différence de comportement entre les triglycérides et les acides gras qui impose des diamètres de pores très faibles et réduit donc les débits (Nakajima, 1996). L'huile est donc mise au contact d'une membrane (fibres creuses en cellulose ou en acétate de cellulose) alors que l'autre face de la membrane est baignée par un mélange eau-butanediol. Seule la phase organique mouille l'intérieur des pores et les échanges (dialyse), facilités par le bon rapport surface/volume de cette configuration de membrane, permettent de réaliser

l'extraction de plus de 90 % des acides gras libres sans mélange des phases.

L'idée d'un procédé en quatre étapes, basé sur l'utilisation successive de membranes hydrophiles, hydrophobes et d'osmose inverse, et permettant le recyclage du solvant sans générer de sous-produit, est proposée pour une capacité de traitement de 125 t/j. La surface de membrane nécessaire - estimée à 40 000 m<sup>2</sup> - porterait le coût de la déacidification à 120 - 350 F/t. Acceptant le coût, il reste évidemment à accepter aussi le butanédiol... ou à rechercher un autre solvant.

Le procédé peut aussi être mis en œuvre en pratiquant d'abord l'extraction des acides gras libres par le méthanol (non aqueux afin d'éviter la formation d'émulsion) puis la décantation de la phase d'extraction, suivie de la concentration des acides gras libres (rétentat) par élimination de méthanol (perméat) sur membrane. À partir d'essais de laboratoire réalisés avec 400 ml d'huile, Raman *et al.* (1996) ont conçu le projet d'un procédé en plusieurs étapes combinant des membranes d'osmose inverse ou de nanofiltration de sélectivité et de perméabilité appropriées. Le procédé serait mis en œuvre à 25°C à une pression de 1,7 MPa pour produire un rétentat à 35 % d'acides gras libres et du méthanol à 0,4 % de triglycérides qui serait recyclé.

Compte tenu d'un flux maximum de 25 l/h/m<sup>2</sup> et de la complexité du dispositif (quatre membranes différentes), la surface de membrane installée serait au moins de 2 000 m<sup>2</sup>, ce qui représenterait déjà un investissement élevé mais les auteurs insistent sur l'absence de sous-produits ou de rejets polluants. Comme précédemment, il faut aussi objecter l'usage du méthanol qui n'est pas autorisé pour le traitement des produits alimentaires ; le devenir de l'huile déacidifiée qui doit contenir plus que des traces de méthanol n'est pas envisagé à ce stade des travaux.

De plus, malgré une étude déjà assez complète pour optimiser les conditions opératoires, de nombreux problèmes n'ont pas été abordés dans ce travail préliminaire, en particulier l'évolution du débit en fonction du temps, le décolmatage des membranes organiques ainsi que leur résistance au solvant. Ce dernier problème est déjà très préoccupant à en juger par les observations rapportées aux paragraphes précédents. Pour terminer, une grande incertitude plane sur la possibilité d'appliquer ces résultats au cas réel des huiles brutes car les essais ont été réalisés avec une huile modèle ou plus exactement avec une solution d'acide oléique dans de l'huile de soja raffinée. Or, il est bien connu que la présence des composants mineurs, tels les phospholipides ou d'autres agents tensioactifs, est susceptible de bouleverser la structure de ces milieux et donc leur comportement.

#### *Déacidification en milieu basique sur miscella*

Si le raffinage physique paraît se substituer au raffinage chimique, ce dernier restera encore longtemps utilisé en raison même de l'existence des équipements. Cette opération, communément appelée neutralisation, est en général couplée à l'élimination des phospholipides non hydratés encore présents dans l'huile. Cette particularité est conservée dans le domaine membranaire. Par exemple, dans un brevet pris par Lever Brothers Company, Sen Gupta (1985) décrit la procédure suivante : l'ultrafiltration d'une huile brute en solution hexanique sans autre traitement n'a aucun effet sur son acidité; par contre après neutralisation des acides gras libres par l'ammoniac ou la soude, les teneurs initiales en acides gras libres et en phosphore (par exemple 6,8 % et 630 ppm) sont abaissées de façon spectaculaire (0,2 % et 4 ppm respectivement) par simple passage sur une membrane en polyacrylonitrile ou en polyimide. D'autres solvants peuvent aussi convenir, notamment l'acétone qui est parfois utilisée pour le

fractionnement des corps gras concrets, et par ailleurs l'ajout de lécithine est recommandé pour les huiles à faible teneur en phosphore comme les huiles de poisson. Les flux (rapportés à l'huile) cités dans le brevet varient de 10 à 20 l/h/m<sup>2</sup>.

Kuerentjes *et al.* (1991) ont, quant à eux, étudié une méthode mettant en jeu la neutralisation des acides gras libres par la soude en milieu eau/isopropanol, suivie de la séparation des deux phases sur deux membranes, l'une hydrophile, l'autre hydrophobe. Pour ce procédé comme pour ceux cités ci-dessus, on retiendra la complexité du système multimembranaire, la nécessité d'adapter la composition du mélange hydroalcoolique en fonction de chaque huile (origine, acidité) ainsi que l'obligation d'éliminer les traces de solvant de l'huile en plus des inconvénients liés aux règles de sécurité à observer.

#### *Dégommage et neutralisation sans solvant*

Afin d'éviter les inconvénients du travail en milieu solvant, les procédés d'Unilever ont par la suite été appliqués non plus au miscella, mais à l'huile brute (Van De Sande, 1989 ; Van De Sande, 1996). Le fait de travailler en présence de savons et sans solvant modifie complètement la structure du milieu du point de vue physico-chimique ; dans ces conditions, les agents surfactifs forment des agrégats de dimensions beaucoup plus grandes qui autorisent la microfiltration et non plus l'ultrafiltration comme précédemment. Les inventeurs recommandent d'utiliser de l'huile dégommée ou super-dégommée et de neutraliser seulement une partie de l'acidité. Bien que cela ne soit pas précisé, il faut comprendre que cette disposition limite la proportion d'espèces à retenir par la membrane, ce qui devrait améliorer les débits. La microfiltration sur filtre de diamètre de pores 0,2 µm abaisse par exemple la teneur en phosphore de 20 à 0,2 ppm et d'une façon plus générale la qualité des huiles microfiltrées est tout à fait convenable.

On peut remarquer que ces conditions conviennent très bien pour la préparation de l'huile en vue du raffinage physique qui comprend une décoloration obligatoirement pratiquée sur un substrat à faible teneur en phosphore, suivie d'une distillation neutralisante. Or, actuellement, cet abaissement du taux de phosphore à quelques ppm seulement pose des problèmes et complique le raffinage physique qui permet, par ailleurs, une économie d'énergie substantielle et réduit aussi le volume de sous-produits. On devine donc tout l'intérêt de la microfiltration, sans toutefois pouvoir l'apprécier véritablement par manque de données relatives au débit et surtout à sa stabilité dans le temps, ainsi qu'à la méthode de nettoyage des membranes.

Plusieurs procédés basés sur le même principe ont été proposés par d'autres équipes. Mutoh *et al.* (1985) ont réalisé en plus le décirage en refroidissant l'huile dans des conditions données avant le traitement sur membrane. Le procédé de microfiltration tangentielle qui est étudié par le CIRAD en collaboration avec l'Université de Marrakech (Ajana, 1993) possède, quant à lui, des performances au moins équivalentes à celles présentées ci-dessus. De plus, étant mis en œuvre avec des membranes minérales, le problème de la résistance de ces dernières aux huiles et aux agents de nettoyage ne se pose donc pas, contrairement aux procédés dont il est fait état depuis le début de cet exposé. Par contre, le nettoyage des membranes qui est satisfaisant à l'échelle du laboratoire ou de l'atelier pilote devra encore être amélioré. De plus, il reste à trouver une solution pour traiter le rétentat en fin de filtration et récupérer l'huile qu'il contient.

Pour l'instant, les essais pilotes sur 0,1 m<sup>2</sup> donnent des flux, variables suivant les conditions opératoires, de 20 à 100 l/h/m<sup>2</sup>. Ces données s'entendent en régime stable pendant au moins une demi-journée, alors que, dans les autres documents consultés, la plupart des essais paraissent

avoir été réalisés en quelques heures seulement. Pour le procédé du CIRAD, la surface de membranes, de quelques centaines de mètres carrés pour une capacité de 250 t/j, est de l'ordre de grandeur d'installations industrielles en opération. À la différence des procédés de Unilever, que le produit de départ soit de l'huile superdégommée, dégommée ou même brute, la qualité de l'huile obtenue est telle qu'elle est prête pour la décoloration sans même nécessiter une étape de séchage (Pioch, 1996) ; par exemple, à partir d'une huile de soja dégommée (acides gras libres 0,46 % ; phosphore 152 ppm), le perméat présente les caractéristiques suivantes : acides gras libres 0,02 % ; phosphore < 1 ppm ; eau 0,04 % ; savons <15 ppm.

## **Perspectives de développement**

La liste des idées ou des essais d'introduction de technologies membranaires pour le traitement des huiles pourrait être allongée. En fait, aucune étape «n'échappe» à l'imagination des chercheurs ; en plus des exemples ci-dessus, il faut aussi citer la décoloration (Cheryan, 1986), la clarification des huiles vierges (Asbeck, 1990), le traitement des effluents liquides d'usines de trituration ou de raffinage, le fractionnement de la matière grasse laitière (Parmentier, 1993), la récupération du catalyseur d'hydrogénation et, plus en aval, la synthèse et la purification simultanées de dérivés lipochimiques à l'aide de membranes hybrides tels les bioréacteurs membranaires (Cuperus, 1994).

Les avantages cités par les auteurs -préservation de la qualité des produits grâce à une température de mise en œuvre modérée, réduction des volumes d'effluents polluants- parfois chiffres à l'appui (réductions spectaculaires de la consommation d'énergie) et la variété des applications proposées incitent d'abord à l'optimisme pour les possibilités de développements industriels.

Pourtant, une analyse objective des résultats présentés fait apparaître dans tous les cas l'insuffisance des données pour fonder un jugement quant à la compatibilité avec les exigences de la production industrielle et même parfois des inconvénients rédhibitoires.

En premier lieu, il peut s'agir de la résistance chimique des membranes ; l'avènement récent des membranes minérales qui nous donnent satisfaction mais dont les avantages sont encore peu utilisés, permettra d'éliminer le problème. À ce propos, il faut préciser que le prix du m<sup>2</sup> de membrane minérale qui est en moyenne 3 à 5 fois supérieur à celui des membranes organiques, ne doit pas être considéré comme un obstacle insurmontable. En effet, les propriétés des premières confèrent déjà une longévité sans égale qui réduit, voire élimine, le poste «renouvellement des membranes». De plus, le gain de productivité grâce à la simplification des protocoles de nettoyage ou la réduction de la fréquence et surtout à l'amélioration du flux de perméat par suite d'un meilleur comportement général, peuvent donner l'avantage aux membranes minérales en termes de prix par mètre-cube produit, critère qui est en fait le plus pertinent.

Un autre obstacle particulier doit être discuté à propos du raffinage qui est au centre de notre analyse ; les procédés étudiés se répartissent en deux groupes, les uns sont mis en œuvre en milieu solvant parfois sur le miscella d'extraction à l'hexane, les autres traitent les huiles elles-mêmes. Tout d'abord nous pouvons considérer que le choix entre les deux groupes ne se pose pas s'il s'agit d'huile de pression (huile vierge, huile de spécialité) donnant ainsi l'avantage aux procédés de microfiltration sans solvant. C'est à notre avis dans ce domaine que l'on peut espérer les premiers développements. Pour le cas général, la comparaison en termes de flux de filtrat n'incite pas à travailler avec le solvant d'extraction ou tout autre solvant. Par contre,

l'utilisation d'un solvant, notamment l'éthanol, pourrait faciliter le traitement ultérieur des co-produits (acides gras et phospholipides) et par voie de conséquence leur valorisation. Il s'agit là d'un choix stratégique qui doit être fait au cas par cas. Compte tenu des inconvénients liés au travail avec l'hexane, on peut estimer que la technologie membranaire qui évite la consommation d'énergie pour la distillation du solvant permettrait de mieux tirer parti des avantages de l'extraction par l'éthanol, suivie du raffinage sur miscella ; mais beaucoup de travail reste à accomplir avant d'être en mesure de porter un jugement pertinent.

Cette remarque s'applique à la totalité des procédés envisagés, non pas du point de vue de la qualité des produits, domaine en général bien étudié, mais surtout à propos du débit pour lequel, à de rares exceptions près, soit les conditions de mesure et l'évolution en fonction du temps ne sont pas précisées, soit même aucune mesure n'est rapportée. Ces informations sont pourtant indispensables pour appréhender l'importance du colmatage, les protocoles destinés à en réduire les effets ainsi que la fréquence et la méthode de nettoyage. De même, les schémas de procédés, les économies d'énergie sont donnés sur la base d'extrapolation d'essais réalisés en général avec moins d'un litre d'huile et dans des conditions qui ne pourraient pas être reproduites à l'échelle industrielle.

Il serait injuste de minimiser l'importance des résultats récents qui sont en général issus de travaux préliminaires et à ce titre doivent être considérés comme des pionniers. Par contre, il faut avoir conscience du fait qu'une extrapolation hâtive sur la base de procédés qui ne sont en fait que des hypothèses de travail, ne déçoive les industriels qui sont censés développer ces technologies. Après une époque pendant laquelle la faible résistance des membranes ne laissait entrevoir aucune application en lipotechnie et a forgé une image plutôt négative, il semble que l'on soit maintenant parvenu à une phase résolument optimiste.

Souhaitons que cet excès ne vienne pas compromettre les chances, à notre avis bien réelles, de parvenir à des développements industriels. Il faut maintenant que chercheurs et industriels, spécialistes des membranes, du génie des procédés et raffineurs, conjuguent leurs efforts pour orienter la recherche vers les voies les plus prometteuses afin de donner à l'extraction et au raffinage des huiles toutes les chances de bénéficier des avantages des technologies membranaires comme cela a été fait dans le domaine des milieux aqueux, tels les produits laitiers et les jus de fruits.

Une liste de références bibliographiques est à la disposition du lecteur sur simple demande auprès de l'auteur.