Extraction d’huile de tournesol

Pressage à vis • Extraction des tourteaux au solvant
Évaporation, stripping et recyclage du solvant

Base de calcul : 10 000 kg/h de graines

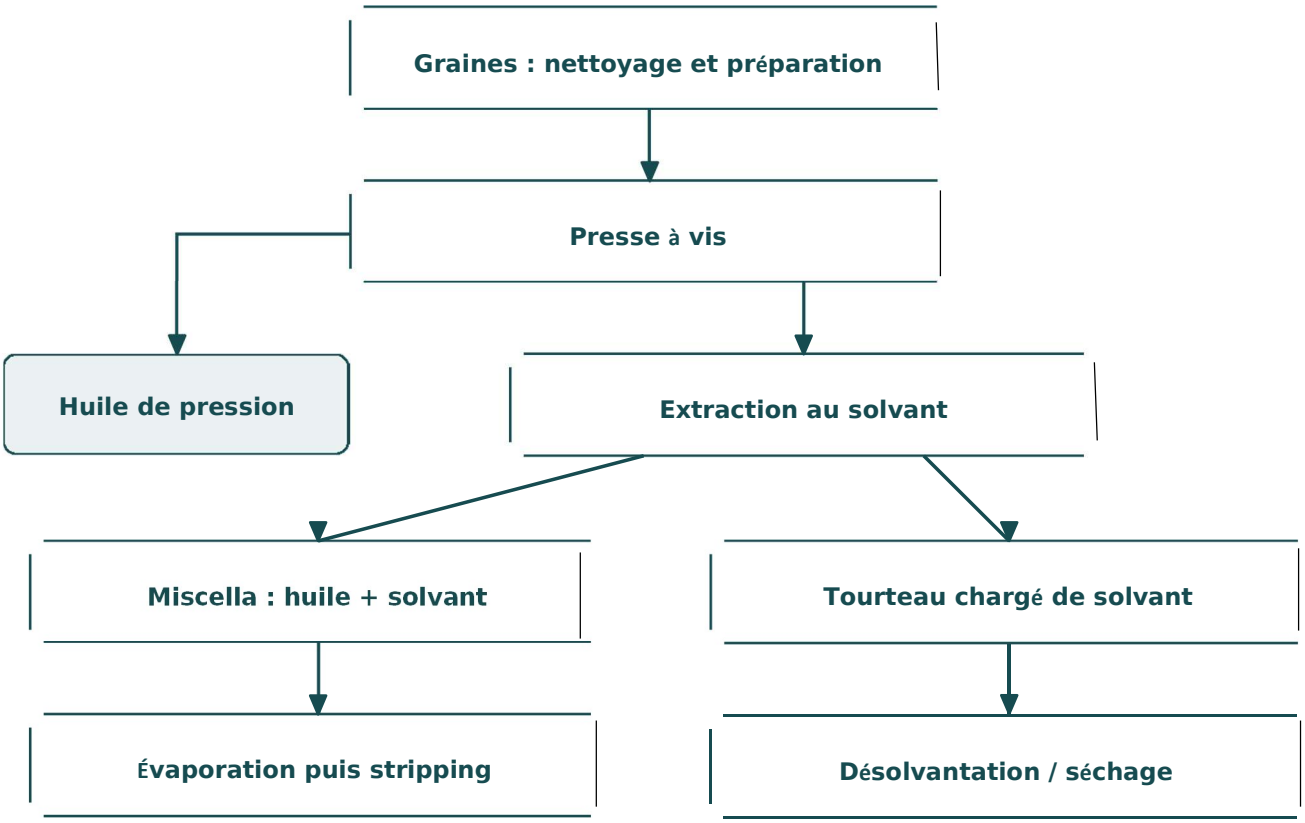
1. Hypothèses de l’étude

Cette étude reprend un cas pédagogique en régime permanent. Les compositions et efficacités ci-dessous sont des hypothèses de calcul, et non des garanties de performance d’une installation.

Grandeur	Valeur
Débit de graines	10 000 kg/h
Teneur massique en huile	44 % : 4 400 kg/h
Humidité des graines	7 % : 700 kg/h
Matière sèche non huileuse	49 % : 4 900 kg/h
Récupération au pressage	75 % de l’huile initiale
Extraction au solvant	97 % de l’huile du tourteau
Rapport de circulation du solvant	1,5 kg/kg de tourteau pressé
Teneur en huile du miscella	25 % en masse

Procédé simplifié : sans décorticage, élimination de fines ni perte d’huile. L’eau initiale est conservée dans le bilan matière de référence ; les variations d’humidité dues au traitement thermique ne sont pas chiffrées.

2. Schéma du procédé



Les vapeurs issues des deux branches sont condensées. Après séparation eau/solvant, le solvant récupéré revient vers l'extracteur. L'huile de pression et l'huile extraite constituent les deux flux d'huile brute.

3. Pressage à vis

Après préparation et conditionnement, la vis comprime les graines. L'huile s'écoule à travers la cage de la presse, tandis que le tourteau poursuit son chemin vers la sortie.

Huile de pression = 4 400 × 0,75 = 3 300 kg/h
Huile dans le tourteau = 4 400 − 3 300 = 1 100 kg/h

Le tourteau contient 4 900 kg/h de matière sèche non huileuse, 700 kg/h d'eau et 1 100 kg/h d'huile, soit 6 700 kg/h. Sa teneur en huile est de 1 100 / 6 700 = 16,42 % sur produit humide.

4. Extraction du tourteau au solvant

Le tourteau est mis en contact avec un solvant hydrocarboné de type hexane. Le solvant dissout l'huile ; le liquide obtenu est le miscella. Le contact à contre-courant favorise l'extraction.

Huile extraite = 1 100 × 0,97 = 1 067 kg/h
Huile résiduelle = 1 100 − 1 067 = 33 kg/h

La matière sèche déshuilée, huile résiduelle comprise, représente 4 900 + 33 = 4 933 kg/h. La teneur résiduelle en huile est de 0,67 % sur matière sèche totale. À humidité inchangée, le tourteau sans solvant atteint 5 633 kg/h et contient 0,59 % d'huile.

5. Bilan simplifié du solvant et du miscella

La circulation hypothétique de solvant est de 6 700 × 1,5 = 10 050 kg/h. Il s'agit d'un débit recyclé, pas de la consommation de solvant frais.

Miscella à 25 % d'huile = 1 067 / 0,25 = 4 268 kg/h
Solvant dans le miscella = 4 268 − 1 067 = 3 201 kg/h

Flux de l'extracteur	Débit
Entrées : tourteau + solvant	6 700 + 10 050 = 16 750 kg/h
Sortie : miscella	4 268 kg/h
Solide + eau + huile résiduelle	5 633 kg/h
Solvant restant à répartir	6 849 kg/h

Les 6 849 kg/h sont une différence comptable. Si l'extracteur était représenté par seulement deux sorties, ils devraient tous accompagner le tourteau, donnant 12 482 kg/h de tourteau chargé de solvant. Cette rétention ne constitue pas une donnée industrielle validée : un modèle détaillé doit distinguer drainage, recirculations internes et solvant réellement entraîné.

À régime permanent : appoint de solvant = pertes totales de solvant. Le calcul de l'appoint demande les pertes par vents, produits, purges et fuites ; elles ne sont pas définies dans ce cas.

6. Évaporation et stripping de l’huile

Le miscella est préconcentré par évaporation pour récupérer la majorité du solvant. Le stripping final met ensuite l’huile concentrée en contact avec de la vapeur, généralement sous pression réduite. La vapeur abaisse la pression partielle du solvant et facilite son élimination.

Huile + solvant résiduel + vapeur entrante
= huile brute sortante + vapeurs sortantes

Les vapeurs sont condensées, puis l’eau et le solvant sont séparés. La pression, la température, le débit de vapeur et le temps de contact doivent être déterminés à partir de la teneur résiduelle visée et des équilibres de phase.

7. Désolvantation du tourteau

Le tourteau sortant de l’extracteur est désolvanté par chauffage et contact vapeur, puis séché et refroidi. Ce circuit récupère le solvant entraîné par les solides. Son bilan réel doit tenir compte de l’eau ajoutée par la vapeur et de l’eau éliminée au séchage.

8. Résultats du bilan huile

Résultat	Valeur
Huile initialement présente	4 400 kg/h
Huile obtenue au pressage	3 300 kg/h
Huile récupérée par solvant	1 067 kg/h
Huile brute totale récupérée	4 367 kg/h
Huile restant dans le tourteau	33 kg/h
Récupération globale	99,25 %

Vérification : 4 367 + 33 = 4 400 kg/h d’huile.
Bilan graines simplifié : 4 367 + 5 633 = 10 000 kg/h.

Le bilan énergétique utilise des hypothèses thermiques explicites. Il affine la répartition du solvant et calcule l’humidité finale du tourteau, sans modifier la récupération d’huile.

Ce document pédagogique est établi à partir des hypothèses du cas présenté. Le rendement de 99,25 % est calculé ; il ne représente pas une mesure de fonctionnement.

9. Bilan énergétique : périmètre et méthode

Calcul statique de l'atelier, hors raffinage, stockage, chaudière et démarrage. Les résultats constituent un scénario pédagogique reproductible. Ils ne dimensionnent ni les équipements ni les débits de vapeur nécessaires à la qualité de désolvantation.

Q sensible (kW) = débit (kg/h) × Cp (kJ/kg/K) × ΔT / 3 600 Q
latent (kW) = débit évaporé × chaleur latente / 3 600
Q externe + travail + enthalpies entrantes = enthalpies sortantes + pertes

Propriété retenue	Valeur de calcul
Cp : matière sèche / huile / eau liquide	1,50 / 2,00 / 4,18 kJ/(kg·K)
Cp : hexane liquide / vapeur	2,30 / 1,70 kJ/(kg·K)
Hexane : température de référence / chaleur latente	69 °C / 335 kJ/kg
Eau : vaporisation à 100 °C	2 257 kJ/kg
Vapeur utilité : enthalpie entrante	2 738 kJ/kg, environ 4 bar absolus
Chaleur disponible par kg de vapeur indirecte	2 100 kJ/kg ; condensat ≈ 638 kJ/kg
Vapeur eau sortante à 100 / 110 °C	2 675 / 2 695 kJ/kg
Pertes thermiques par appareil chauffé	10 % de la charge de procédé calculée

Les Cp des produits et les pertes sont imposés. L'hexane commercial est assimilé au n-hexane ; le NIST donne 28,85 kJ/mol à 341,9 K, soit environ 335 kJ/kg. La référence à 69 °C sert au calcul d'enthalpie, sans imposer cette température de fonctionnement aux mélanges [1].

Trajectoires de température

Graines : 25 → 90 °C ; presse : sortie calculée → refroidissement à 60 °C avant extraction. Solvant recyclé : 40 → 60 °C. Miscella : 60 → 69 °C puis huile concentrée → 110 °C. Tourteau : 60 → 100 °C en désolvantation, puis 80 °C au séchage et 40 °C au refroidissement.

10. Répartition du solvant et bilan d'eau

Pour lever l'indétermination du premier bilan, on impose 2 000 kg/h de solvant entraîné par le tourteau, soit 26,2 % de la masse totale du tourteau chargé de solvant. Cette hypothèse est compatible avec l'ordre de grandeur général 25-35 % indiqué par l'AOCS [2], sans être une mesure spécifique au tournesol.

Solvant : répartition des 10 050 kg/h	Débit
Vers le miscella à 25 % d'huile	3 201 kg/h
Vers la désolvantation du tourteau	2 000 kg/h
Recirculation interne à 60 °C	4 849 kg/h
Flux externe refroidi puis réchauffé	5 201 kg/h

Le flux interne reste dans l'extracteur : il ne doit pas être vaporisé ni réchauffé de 40 à 60 °C à chaque passage dans le bilan des utilités. Le bilan externe est : 6 700 + 5 201 = 4 268 + 7 633 = 11 901 kg/h.

Vapeur directe et séchage

Désolvantation : 600 kg/h de vapeur directe, dont 300 kg/h condensent dans le tourteau et 300 kg/h sortent à l'état vapeur. Stripping huile : 32 kg/h, supposés ressortir intégralement à l'état vapeur. Ces débits sont imposés ; ils ne résultent pas d'un calcul de transfert de matière.

Eau dans le tourteau après désolvantation = 700 + 300 = 1 000 kg/h
Tourteau sec (huile comprise) = 4 933 kg/h
À 10 % d'humidité finale : eau = 4 933 × 0,10 / 0,90 = 548,1 kg/h

Le séchage évapore donc 451,9 kg/h d'eau. Le tourteau final pèse 5 481,1 kg/h. Vérification hors boucle solvant : 10 000 + 632 = 4 367 + 5 481,1 + 451,9 + 332 = 10 632 kg/h.

Le solvant est supposé récupéré intégralement pour ce calcul. Une teneur résiduelle réelle, les pertes, l'eau transférée au miscella et la chaleur de sorption devront être introduites dans une étude de dimensionnement.

11. Conditionnement, presse et extraction

Capacité calorifique débitante des graines : 4 900 × 1,5 + 4 400 × 2 + 700 × 4,18 = 19 076 kJ/(h·K). Aucune évaporation d'eau n'est supposée au conditionnement.

Conditionnement 25 → 90 °C : Q = 19 076 × 65 / 3 600 = 344,4 kW
Avec pertes de 10 % : 378,9 kW

Presse : consommation électrique imposée 150 kW, soit 15 kWh/t de graines. On suppose que 90 % atteignent les produits sous forme de chaleur, soit 135 kW ; les 15 kW restants se dissipent dans l'environnement.

T sortie presse = 90 + 135 × 3 600 / 19 076 = 115,5 °C

Le tourteau est refroidi de 115,5 à 60 °C : charge de refroidissement 192,3 kW. L'huile de pression refroidie directement à 40 °C libère 138,4 kW.

Réchauffage du solvant externe : 5 201 × 2,3 × (60 − 40) / 3 600 = 66,5 kW, soit 73,1 kW avec pertes. L'extracteur est supposé isotherme à 60 °C ; chaleur de mélange négligée.

12. Évaporation du miscella

À 95 % massique d'huile après évaporation : miscella concentré = 1 067 / 0,95 = 1 123,2 kg/h. Solvant restant = 56,2 kg/h ; solvant évaporé = 3 144,8 kg/h.

Chauffage miscella 60 → 69 °C : 23,7 kW
Vaporisation : 3 144,8 × 335 / 3 600 = 292,6 kW
Charge totale avec pertes : 348,0 kW

Le modèle représente une évaporation simple effet. Les températures réelles, le vide et l'élévation de température d'ébullition du miscella ne sont pas calculés. Un montage multi-effets ou une intégration avec les vapeurs du DT modifierait cette charge.

13. Stripping final et désolvantation

Stripping de l’huile : bilan enthalpique

Chauffage huile 69 → 110 °C : 24,3 kW. Évaporation et surchauffe des 56,2 kg/h de solvant : 6,3 kW. Charge de procédé : 30,6 kW.

Q indirect = [1,10 × H procédé − 32 × (2 738 − 2 695)] / 3 600
Besoin externe : 33,3 kW + 32 kg/h de vapeur directe

La vapeur traversante apporte peu de chaleur nette puisqu’elle ressort vapeur. Sa consommation est comptée séparément et ne reçoit pas fictivement un crédit de condensation intégrale.

Désolvantation du tourteau à 100 °C

Terme enthalpique	kW
Chauffage matière sèche + huile + eau, 60 → 100 °C	114,9
Chauffage hexane liquide, 60 → 69 °C	11,5
Vaporisation de 2 000 kg/h d’hexane	186,1
Surchauffe vapeur hexane, 69 → 100 °C	29,3
Charge de procédé avant pertes	341,8

Crédit vapeur directe = [600 × 2 738 − 300 × 2 675 − 300 × 418] / 3 600 = 198,6 kW. Les deux sorties d’eau sont comptées : vapeur et condensat retenu à 100 °C.

Besoin de chauffage indirect = 1,10 × 341,8 − 198,6 = 177,4 kW, en complément des 600 kg/h de vapeur directe.

Ce calcul global ne détermine ni la durée du traitement ni le nombre de plateaux. La vapeur directe et indirecte intervient dans les procédés DTDC industriels [2, 3].

14. Séchage, condensation et refroidissement

Séchage de 1 000 à 548,1 kg/h d'eau : 451,9 × 2 257 / 3 600 = 283,3 kW. Le refroidissement du tourteau de 100 à 80 °C contribue à hauteur de 53,9 kW.

Q séchage = 1,10 × [451,9 × 2 257 − (7 416 + 548,1 × 4,18) × 20] / 3 600
Besoin thermique : 252,3 kW

La charge correspond à l'enthalpie minimale des produits et de l'eau évaporée, majorée de 10 %. L'air de séchage n'est pas dimensionné : ses pertes sensibles peuvent augmenter le besoin réel. Le séchage est supposé chauffé par vapeur indirecte.

Charge de refroidissement sans récupération	kW
Condensation hexane et refroidissement à 40 °C	610,7
Condensation des 332 kg/h de vapeur eau à 40 °C	231,5
Tourteau de presse → 60 °C	192,3
Huile de pression → 40 °C	138,4
Tourteau final 80 → 40 °C	107,9
Huile extraite 110 → 40 °C	41,5
Total circuits refroidis	1 322,1

Hexane : chaque débit vapeur est ramené à liquide à 40 °C par son enthalpie de condensation et ses chaleurs sensibles. L'eau de séchage (451,9 kg/h) part avec l'air rejeté et n'est pas ajoutée aux condenseurs.

Eau de refroidissement pour un réchauffement de 10 °C : 1 322,1 × 3 600 / (4,18 × 10) = 113,9 t/h. Il s'agit d'une estimation commune aux refroidisseurs listés, sans réserve de dimensionnement.

15. Synthèse des utilités et récupération

Opération	kW thermiques / vapeur indirecte kg/h
Conditionnement	378,9 / 649,5
Solvant avant extraction	73,1 / 125,3
Évaporation miscella	348,0 / 596,6
Stripping huile	33,3 / 57,1
Désolvantation tourteau	177,4 / 304,1
Séchage tourteau	252,3 / 432,5
Total chauffage indirect	1 263,0 / 2 165,2

Vapeur directe : 632 kg/h ; vapeur totale sans récupération : 2 797,2 kg/h, soit 279,7 kg/t de graines. Chauffage indirect : 126,3 kWh thermiques/t de graines.

Électricité imposée : presse 150 kW + préparation 30 kW + pompes/extracteur 15 kW + DTDC 20 kW + ventilation 25 kW + vide 10 kW = 250 kW, soit 25 kWh/t de graines. Toutes ces puissances sont des hypothèses ; seule la chaleur de la presse est créditée aux produits.

Scénario de récupération de chaleur

1. Tourteau de presse → solvant : récupération de 70 % du besoin sensible du solvant, soit 46,5 kW.
2. Produits chauds → graines : 60 kW récupérés pour le préchauffage de 25 à 36,3 °C avant le conditionnement à 90 °C. Ces deux crédits utilisent des sources distinctes.

Chauffage indirect net : 1 156,5 kW
Vapeur totale nette : 2 614,6 kg/h
Économie : 182,6 kg/h de vapeur

Charge de refroidissement restante ≈ 1 215,6 kW, soit 104,7 t/h d'eau pour ΔT = 10 K. Les pompes supplémentaires ne sont pas chiffrées.

16. Sensibilités et limites du calcul

Les consommations thermiques et électriques sont distinctes. Le total de chauffage indirect n'inclut pas l'énergie de production de la vapeur directe.

À titre indicatif, avec eau d'alimentation chaudière à 90 °C (h ≈ 376 kJ/kg) : puissance transmise à la vapeur = 2 797,2 × (2 738 − 376) / 3 600 = 1 835,2 kW. Pour un rendement chaudière imposé de 85 % : combustible ≈ 2 159,1 kW PCI. Après récupération : 2 018,2 kW PCI.

Cette estimation chaudière utilise une eau d'alimentation uniforme ; elle n'intègre pas un bilan séparé des retours condensats, de la purge et de la bâche alimentaire.

Modification de l'hypothèse	Effet approximatif
+500 kg/h de solvant entraîné au DT	+62,3 kW de chauffage indirect avec pertes, à vapeur directe fixée
+100 kg/h d'eau à évaporer au séchage	+69,0 kW avec pertes, à températures fixées
+10 °C à atteindre au conditionnement	+58,3 kW avec pertes
+10 kW électriques à la presse, 90 % vers les produits	+1,7 °C à la sortie presse

Les équilibres huile-solvant, la teneur résiduelle visée, la cinétique de désolvantation et les débits d'air ne sont pas résolus. Les valeurs doivent être recalées sur analyses de matières, courbes de presse, mesures de rétention de solvant et données constructeur. La chaleur de sorption, les pertes par vents et les réactions sont négligées.

Références et statut des données

[1] NIST Chemistry WebBook, SRD 69, n-hexane, CAS 110-54-3 : masse molaire 86,1754 g/mol ; ΔHvap = 28,85 kJ/mol à 341,9 K. Donnée utilisée pour l'ordre de grandeur de la chaleur latente.

https://webbook.nist.gov — n-Hexane, phase change data

[2] AOCS, Meal Desolventizing, Toasting, Drying and Cooling : composition générale des tourteaux chargés de solvant et fonctionnement DTDC. La rétention de 2 000 kg/h reste une hypothèse du présent cas.

https://www.aocs.org/resource/meal-desolventizing-toasting-drying-and-cooling/

[3] Desmet, DIMAX DTDC : principe de chauffage indirect et désolvantation par plateaux.

https://www.desmet.com — DIMAX DTDC

Références consultées le 5 octobre 2026. Tous les Cp de produits, puissances, pertes, températures, débits de vapeur et taux de récupération non explicitement attribués sont des hypothèses pédagogiques.