

EXEMPLE D'APPLICATION DE PROSIMPLUS

DEETHANISEUR AVEC THERMOSIPHON

INTERET DE L'EXEMPLE

Cet exemple traite de la simulation d'un dééthaniseur. L'objet de cette colonne est de récupérer le plus d'éthane possible en tête. Le propane et les autres lourds restent dans le pied. Le point particulier qui est détaillé est la modélisation du rebouilleur de type thermosiphon. Cet équipement est pris en compte avec précision par la représentation des conduites de descente et de montée. Le bilan de pertes de charge est calculé à l'aide d'un module Windows Script.

| | | | | |
|------------------|---|--|--|--|
| DIFFUSION | <input checked="" type="checkbox"/> Libre-Internet | <input type="checkbox"/> Réservée clients | <input type="checkbox"/> Restreinte | <input type="checkbox"/> Confidentielle |
|------------------|---|--|--|--|

FICHIERS PROSIMPLUS CORRESPONDANT

PSPS_EX_FR-Deethaniseur-avec-thermosiphon-case-A.pmp3
PSPS_EX_FR-Deethaniseur-avec-thermosiphon-case-B.pmp3

Il est rappelé au lecteur que ce cas d'utilisation est un exemple et ne doit pas être utilisé à d'autres fins. Bien que cet exemple soit basé sur un cas réel il ne doit pas être considéré comme un modèle de ce type de procédé et les données utilisées ne sont pas toujours les plus exactes disponibles. Fives ProSim ne pourra en aucun cas être tenu pour responsable de l'application qui pourra être faite des calculs basés sur cet exemple.

Energy

Fives ProSim

Siège social : Immeuble Stratège A - 51 rue Ampère - 31670 Labège - FRANCE

Tél. : +33 (0)5 62 88 24 30

S.A.S. au capital de 147 800 € - 350 476 487 R.C.S. Toulouse - Siret 350 476 487 00037 - APE 5829C - N° TVA FR 10 350 476 487

www.fivesgroup.com / www.fives-prosim.com

TABLE DES MATIERES

| | |
|---|-----------|
| 1. MODELISATION DU PROCEDE | 3 |
| 1.1. Description du procédé | 3 |
| 1.2. Schéma de simulation | 5 |
| 1.3. Constituants | 7 |
| 1.4. Modèles thermodynamiques | 7 |
| 1.5. Conditions opératoires | 8 |
| 1.5.1. Alimentations | 8 |
| 1.5.2. Dééthaniseur | 9 |
| 1.5.3. Descente et montée | 11 |
| 1.5.4. Thermosiphon | 13 |
| 1.5.1. Flashs (cas B uniquement) | 14 |
| 1.5.2. Diviseur de courants (cas B uniquement) | 14 |
| 1.5.3. Module de gestion des contraintes et des recyclages (cas B uniquement) | 14 |
| 1.6. Windows Script | 15 |
| 1.6.1. Cas A : Entrée bouilleur | 15 |
| 1.6.2. Cas A & B : Bilan de pertes de charge | 16 |
| 1.7. Initialisations | 18 |
| 1.8. « Conseils et astuces » | 18 |
| 2. RESULTATS | 19 |
| 2.1. Bilans matière et énergie | 19 |
| 2.2. Performance du procédé | 20 |
| 2.3. Dééthaniseur | 21 |
| 2.4. Thermosiphon | 24 |
| 2.4.1. Bilan de pertes de charge | 24 |
| 2.4.2. Profils | 24 |
| 3. BIBLIOGRAPHIE | 26 |

1. MODELISATION DU PROCEDE

1.1. Description du procédé

Dans cet exemple un dééthaneur est modélisé. La spécificité de cette colonne est d'utiliser un thermosiphon comme rebouilleur.

Les rebouilleurs de type thermosiphon vertical opèrent par circulation naturelle. Le liquide circule du fond de la colonne via une canalisation de descente jusqu'au rebouilleur. Le mélange gaz-liquide quitte le rebouilleur et rejoint la colonne via une canalisation de retour (la montée). Cette circulation est induite par un déséquilibre de la pression hydrostatique entre le liquide de la descente et le mélange gaz-liquide dans les tubes du rebouilleur. Les thermosiphons ne nécessitent donc pas de pompe pour la recirculation et sont considérés comme moins propices à l'encrassement du fait des vitesses relativement élevées atteintes par le mélange gaz-liquide dans les tubes. De part ce mode de fonctionnement, ils sont plus compliqués à modéliser et à dimensionner que les rebouilleurs de type kettle.

Le bilan de pertes de charge s'écrit :

$$\Delta P_{statique} = \Delta P_{descente} + \Delta P_{échangeur} + \Delta P_{montée}$$

La perte de charge statique est calculée ainsi :

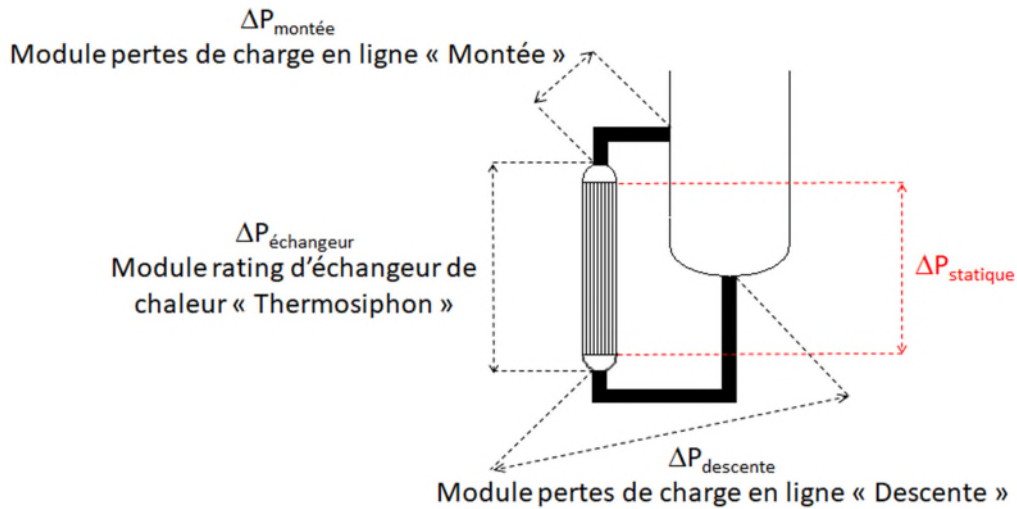
$$\Delta P_{statique} = \rho g L_{tubes}$$

La perte de charge entre le retour du thermosiphon dans la colonne et le fond de la colonne n'est pas prise en compte dans le bilan de pertes de charge. La perte de charge statique due à l'éventuelle présence de liquide seul en fond du thermosiphon n'est pas non plus prise en compte.

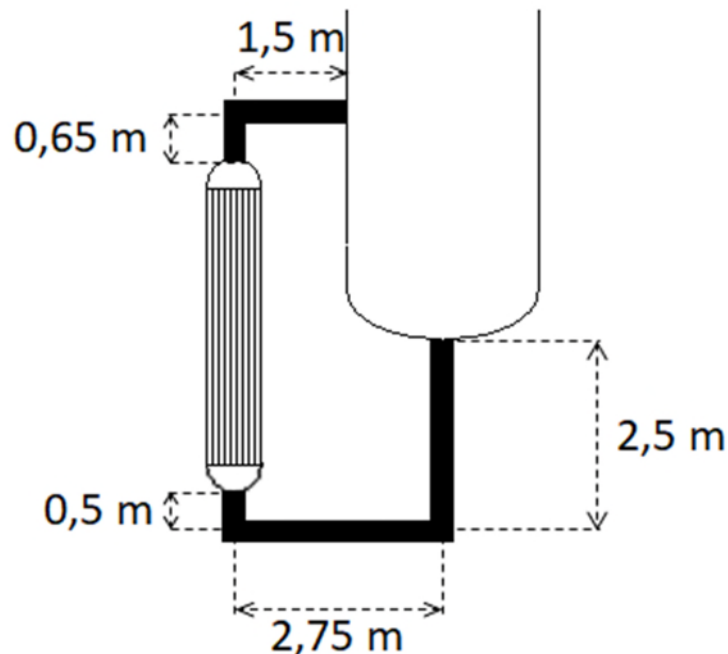
Les pertes de charge de la descente, de l'échangeur (incluant les tubulures d'entrée et de sortie) et de la montée sont directement calculées par les opérations unitaires de ProSimPlus correspondantes. Le bilan de pertes de charge est effectué dans un module Windows Script.

Une représentation précise du thermosiphon est faite dans la simulation par l'utilisation :

- ✓ De modules de pertes de charge en ligne pour représenter la descente et la montée,
- ✓ D'un module de rating d'échangeur de chaleur pour le thermosiphon lui-même.



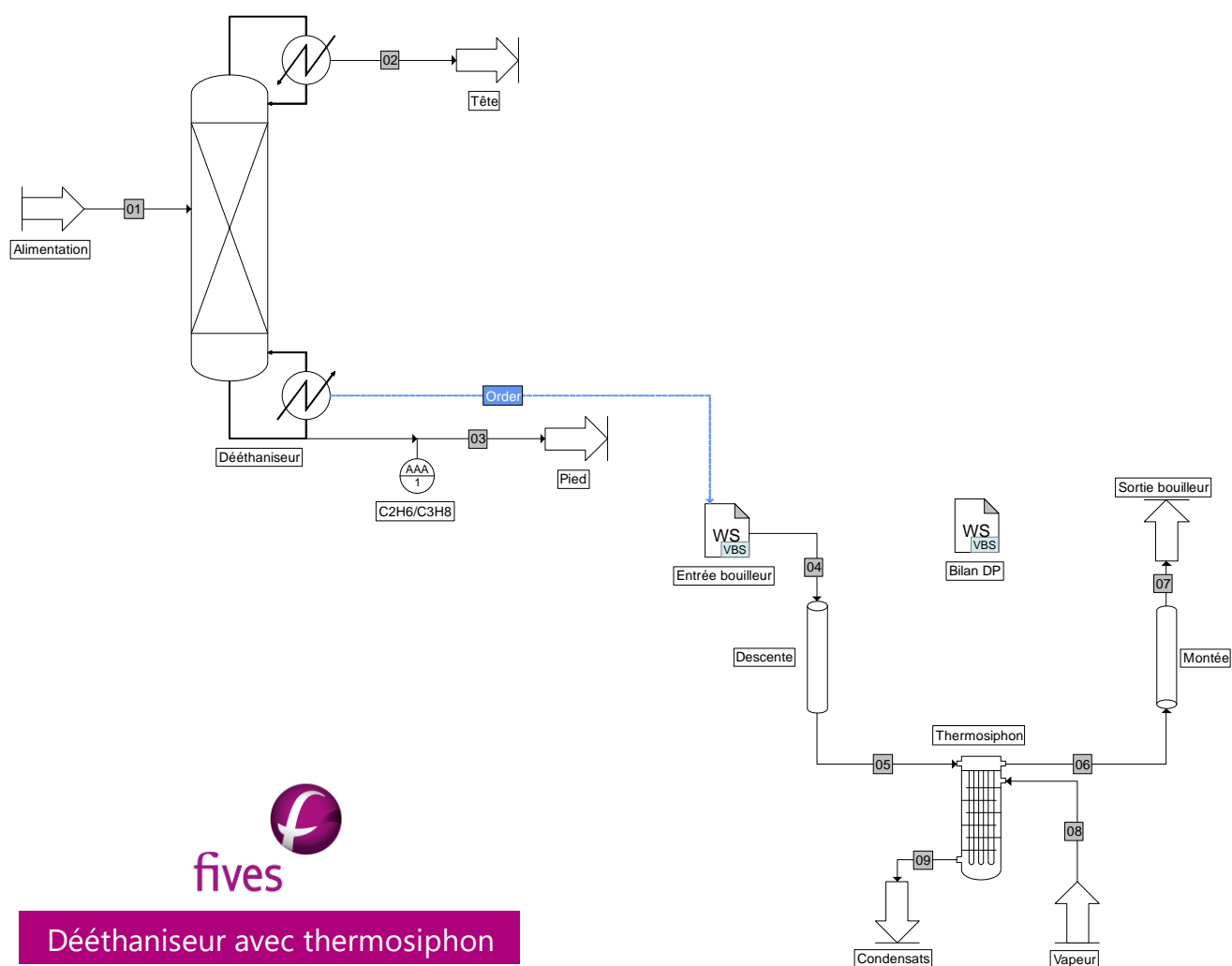
L'installation modélisée est représentée sur la figure ci-dessous :



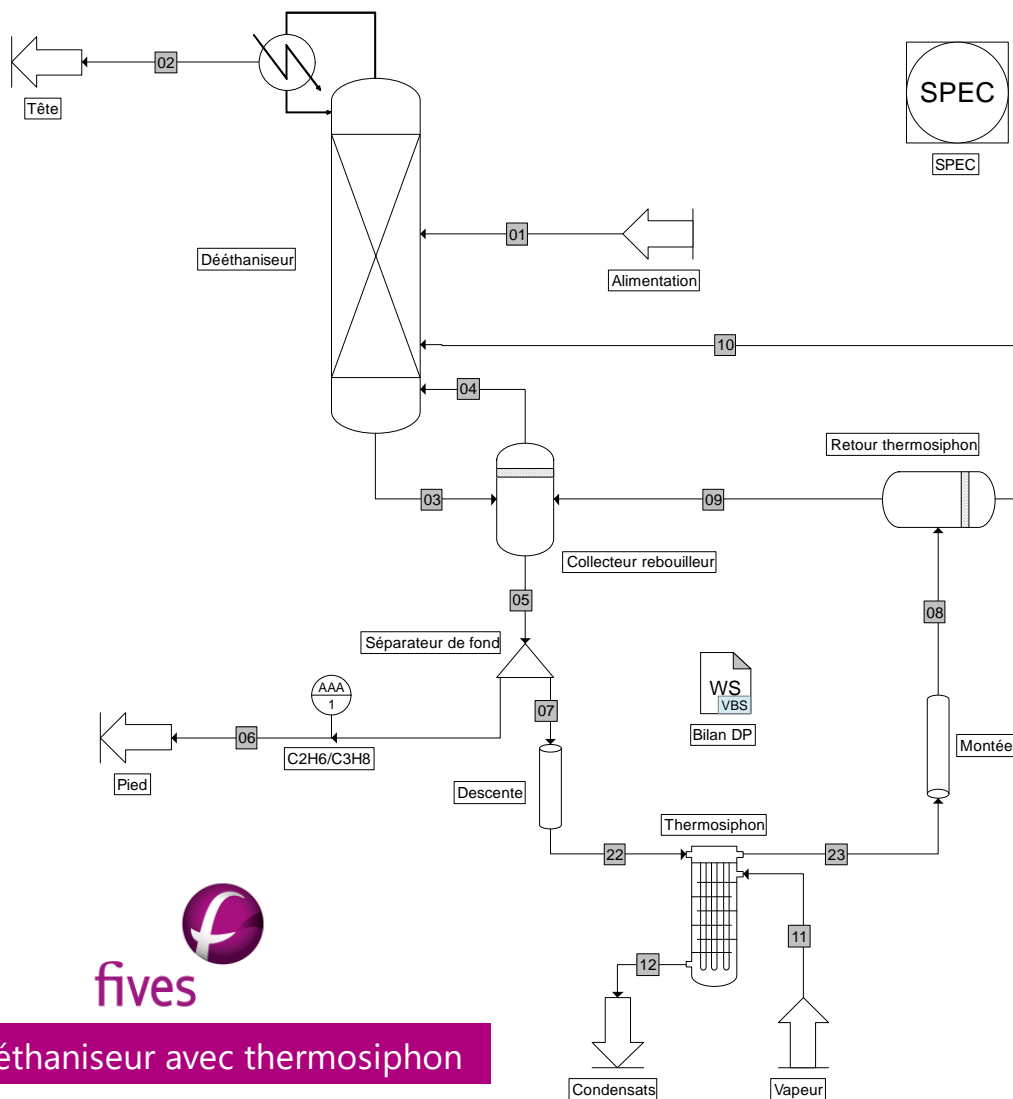
Deux simulations sont mises en place. Dans le cas A, le thermosiphon est résolu après la simulation du dééthaniseur. Ainsi, le modèle de l'opération unitaire de dééthanisation inclut la modélisation du rebouilleur. Ceci permet de calculer les caractéristiques des trafics internes à partir de la spécification du thermosiphon : un taux de vaporisation molaire de 0,35. Le thermosiphon lui-même avec la descente et la montée peuvent être calculés ensuite. De cette manière, le dimensionnement du thermosiphon peut être réalisé. Dans la simulation du cas B, le thermosiphon est résolu en même temps que le dééthaniseur. Dans ce cas, l'opération unitaire de dééthanisation n'intègre que le condenseur. Cette simulation permet d'analyser les interactions entre le thermosiphon et le fonctionnement de la colonne.

1.2. Schéma de simulation

Cas A : Résolution du thermosiphon après la résolution de la colonne.



Cas B : Résolution du thermosiphon couplée avec la résolution de la colonne.



Dééthaniseur avec thermosiphon

1.3. Constituants

Les constituants pris en compte dans la simulation ainsi que leurs formules chimiques et leurs numéros CAS sont présentés dans le tableau ci-après. Les propriétés de corps purs sont extraites de la base de données standard de ProSimPlus [ROW17].

| Constituant | Formule chimique | Numéro CAS |
|-------------|--------------------------------|------------|
| Azote | N ₂ | 7727-37-9 |
| Méthane | CH ₄ | 74-82-8 |
| Ethane | C ₂ H ₆ | 74-84-0 |
| Propane | C ₃ H ₈ | 74-98-6 |
| Isobutane | C ₄ H ₁₀ | 75-28-5 |
| n-butane | C ₄ H ₁₀ | 106-97-8 |
| Isopentane | C ₅ H ₁₂ | 78-78-4 |
| n-pentane | C ₅ H ₁₂ | 109-66-0 |
| n-hexane | C ₆ H ₁₄ | 110-54-3 |
| n-heptane | C ₇ H ₁₆ | 142-82-5 |
| Eau | H ₂ O | 7732-18-5 |

1.4. Modèles thermodynamiques

Le procédé étudié traite un mélange d'hydrocarbures. L'équation d'état de Soave-Redlich-Kwong (SRK) [SOA72] est ainsi sélectionnée. Les paramètres d'interaction binaire proviennent de la base de données de Simulis Thermodynamics. Le volume molaire liquide est calculé par le modèle API 6A2.22 [API82].

Pour la vapeur se condensant (côté utilité du thermosiphon), le modèle spécifique eau pure (NBS/NRC steam tables) [HAA84] est utilisé.

Chaque modèle thermodynamique a son propre calculator.

1.5. Conditions opératoires

1.5.1. Alimentations

| Alimentation procédé | |
|-----------------------|--------|
| Fraction molaire (-) | |
| Azote | 0,0003 |
| Méthane | 0,4459 |
| Ethane | 0,1983 |
| Propane | 0,1909 |
| Isobutane | 0,0416 |
| n-butane | 0,0460 |
| Isopentane | 0,0168 |
| n-pentane | 0,0116 |
| n-hexane | 0,0296 |
| n-heptane | 0,0190 |
| Débit total (lbmol/h) | 900 |
| Température (°C) | -34,45 |
| Pression (psig) | 440 |

| Alimentation utilité | |
|----------------------|----------------|
| Fraction molaire (-) | |
| Eau | 1 |
| Débit total (kg/h) | 2 714 |
| Température (°C) | 140 |
| Pression (psig) | Point de rosée |



Sélectionner le calculator avec le modèle spécifique eau pure pour l'alimentation utilité.

Alimentation du procédé (\$ALIM2)

Nom: Vapeur

Desc :

Identification

Paramètres

Scripts

Rapport

Courants

Notes

Paramétr

↓

Connexions

Entrée

Sortie

Matière

08

Thermosiphon

Modèle thermodynamique:

Eau


OK

Annuler

1.5.2. Dééthaniseur

Pour le cas A :

| Paramètres opératoires | Valeur |
|--|---|
| Type | Colonne à distiller avec condenseur partiel |
| Nombre d'étages théoriques (condenseur et thermosiphon compris) | 21 |
| Etage d'alimentation | 10 |
| Débit de distillat vapeur (kmol/h) | 261,961285 |
| Taux molaire de reflux | 0,603738 |
| Profil de pression (psig) Pression de tête Etage #2 Etage #20 | 425 430 440 |
| Rebouilleur Type Taux de vaporisation molaire | Thermosiphon 0,35 |



Le rebouilleur thermosiphon compte pour deux étages théoriques.

Pour le cas B :

| Paramètres opératoires | Valeur |
|---|----------------------------------|
| Type | Stripper avec condenseur partiel |
| Nombre d'étages théoriques (incluant le condenseur) | 19 |
| Etage d'alimentation | 10 |
| Etage de retour du thermosiphon | 19 |
| Taux molaire de reflux | 0,603738 |
| Profil de pression (psig) | |
| Pression de tête | 425 |
| Etage #2 | 430 |
| Etage #19 | 439,444444 |



Les étages #20 et #21 du dééthaniseur du cas A sont remplacés dans le cas B par le flash « Collecteur rebouilleur » et par l'opération unitaire rating d'échangeur de chaleur modélisant le thermosiphon (« Thermosiphon »).

1.5.3. Descente et montée

| Descente | |
|---------------------------------------|----------------------------|
| Paramètres opératoires | Valeur |
| Résolution | |
| Calculé à partir de | Méthode enthalpique |
| Transfert de chaleur | Quantité de chaleur totale |
| Quantité de chaleur échangée (kcal/h) | 0 (adiabatique) |
| Premier segment | |
| Type | Linéaire |
| Objectif, calculer | La perte de charge |
| Diamètre (mm) | 300 |
| Rugosité relative | 0 |
| Longueur (m) | 2,5 |
| Angle (°) | -90 |
| Régime diphasique | Estimé |
| Méthode d'estimation | Beggs & Brill |
| Deuxième segment | |
| Coefficient de résistance (K) | Estimé |
| Type | Coude : 90° Std |
| Diamètre (mm) | 300 |
| Rugosité absolue (m) | 0 |
| Troisième segment | |
| Type | Linéaire |
| Objectif, calculer | La perte de charge |
| Diamètre (mm) | 300 |
| Rugosité relative | 0 |
| Longueur (m) | 2,75 |
| Angle (°) | 0 |
| Régime diphasique | Estimé |
| Méthode d'estimation | Beggs & Brill |
| Quatrième segment | |
| Coefficient de résistance (K) | Estimé |
| Type | Coude : 90° Std |
| Diamètre (mm) | 300 |
| Rugosité absolue (m) | 0 |
| Cinquième segment | |
| Type | Linéaire |
| Objectif, calculer | La perte de charge |
| Diamètre (mm) | 300 |
| Rugosité relative | 0 |
| Longueur (m) | 0,5 |
| Angle (°) | 90 |
| Régime diphasique | Estimé |
| Méthode d'estimation | Beggs & Brill |

| Montée | |
|---------------------------------------|----------------------------|
| Paramètres opératoires | Valeur |
| Résolution | |
| Calculé à partir de | Méthode enthalpique |
| Transfert de chaleur | Quantité de chaleur totale |
| Quantité de chaleur échangée (kcal/h) | 0 (adiabatique) |
| Premier segment | |
| Type | Linéaire |
| Objectif, calculer | La perte de charge |
| Diamètre (mm) | 300 |
| Rugosité relative | 0 |
| Longueur (m) | 0,65 |
| Angle (°) | 90 |
| Régime diphasique | Estimé |
| Méthode d'estimation | Beggs & Brill |
| Deuxième segment | |
| Coefficient de résistance (K) | Estimé |
| Type | Coude : 90° Std |
| Diamètre (mm) | 300 |
| Rugosité absolue (m) | 0 |
| Troisième segment | |
| Type | Linéaire |
| Objectif, calculer | La perte de charge |
| Diamètre (mm) | 300 |
| Rugosité relative | 0 |
| Longueur (m) | 1,5 |
| Angle (°) | 0 |
| Régime diphasique | Estimé |
| Méthode d'estimation | Beggs & Brill |

1.5.4. Thermosiphon


| Paramètres opératoires | Valeur |
|---|-------------------------------|
| Global | |
| Type du module | Rating d'échangeur de chaleur |
| Type | TEMA E |
| Calandre | |
| Diamètre (mm) | 629 |
| Orientation | Vertical |
| Nombre de passes | 1 |
| Coefficient d'encrassement (kcal/h/m ² /K) | 0 |
| Jeu chicane-calandre (mm) | 2,5 |
| Jeu faisceau-calandre (mm) | 7,1 |
| Diamètre de la tubulure d'entrée (mm) | 200 |
| Diamètre de la tubulure de sortie (mm) | 40 |
| Tubes | |
| Diamètre extérieur (in) | 1,25 |
| Epaisseur (in) | 0,134 |
| Nombre | 149 |
| Longueur (ft) | 12 |
| Type de pas | Carré |
| Pas (in) | 1,5625 |
| Type de tubes | Lisses |
| Coefficient d'encrassement (kcal/h/m ² /K) | 0 |
| Conductivité thermique du matériau (W/m/K) | 45 |
| Nombre de passes | 1 |
| Jeu tube-chicane (mm) | 0,4 |
| Diamètre de la tubulure d'entrée (mm) | 300 |
| Diamètre de la tubulure de sortie (mm) | 300 |
| Chicanes | |
| Nombre | 11 |
| Espacement en entrée (mm) | 256 |
| Espacement en sortie (mm) | 256 |
| Epaisseur (mm) | 7,9 |
| Ouverture (%) | 25 |
| Présence de tubes dans la fenêtre | Oui |
| Paramètres numériques | |
| Perte de charge par gravité incluse dans les pertes de charge totales | Oui |

1.5.1. Flashes (cas B uniquement)

| | Collecteur rebouilleur | Retour thermosiphon |
|------------------------|--|----------------------------------|
| Paramètres opératoires | | |
| Type | Pression et quantité de chaleur échangée données | |
| Pression (psig) | 440 | La plus faible des alimentations |
| Quantité de chaleur | Adiabatique | |


1.5.2. Diviseur de courants (cas B uniquement)

| Paramètres opératoires | Valeur |
|-------------------------------------|----------|
| Débit allant au thermosiphon (kg/h) | 72 037,7 |

| | |
|---|---|
|  | La valeur du débit alimentant le thermosiphon est la valeur calculée par la colonne de dééthanisation du cas A. |
|---|---|

1.5.3. Module de gestion des contraintes et des recyclages (cas B uniquement)

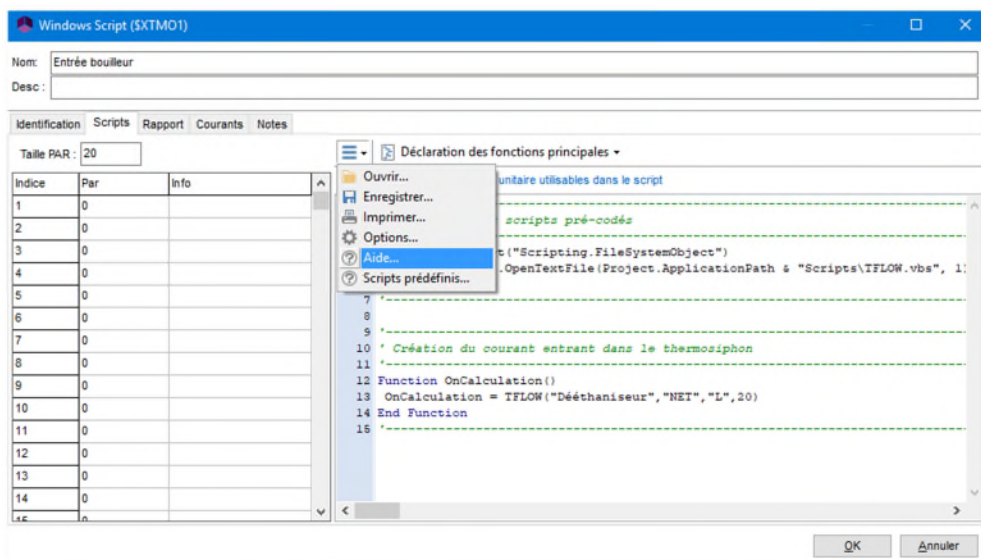
| Paramètres opératoires | Valeur |
|---|------------|
| Variables itératives des courants contrôlés | Enthalpies |

| | |
|---|--|
|  | Un des courants coupés de la simulation du cas B (le courant « 04 ») est à son point de bulle. Aussi, sélectionner les enthalpies au lieu des températures comme variables itératives aide à respecter cette contrainte. |
|---|--|

1.6. Windows Script

1.6.1. Cas A : Entrée bouilleur

Dans le cas A, un script est utilisé pour créer le courant matière correspondant au flux liquide de la colonne alimentant le thermosiphon. Pour cela, le script pré-codé « TFLOW » est utilisé. Le liquide entrant dans le thermosiphon est le courant liquide du 20^{ème} étage théorique de la colonne de dééthanisation. Pour obtenir des informations plus détaillées, n'hésitez pas à vous référer à l'aide :



```
'-----  
' Chargement des scripts pré-codés  
'-----  
  
With CreateObject("Scripting.FileSystemObject")  
    ExecuteGlobal .OpenTextFile(Project.ApplicationPath & "Scripts\TFLOW.vbs", 1).ReadAll()  
End With  
  
'-----  
' Création du courant entrant dans le thermosiphon  
'-----  
  
Function OnCalculation()  
    OnCalculation = TFLOW("Dééthaniseur", "NET", "L", 20)  
End Function
```

1.6.2. Cas A & B : Bilan de pertes de charge

Pour les deux cas, un script est écrit pour réaliser le bilan de pertes de charge. Ce script utilise le script pré-codé « UnitConversion » pour afficher les résultats de ce module dans les unités du rapport sélectionnées dans l'interface de ProSimPlus.

```

'-----
' Ouverture du script contenant les fonctions de conversions d'unités
'-----

With CreateObject("Scripting.FileSystemObject")
    ExecuteGlobal .OpenTextFile(Project.ApplicationPath & "Scripts\UnitConversion.vbs", 1).ReadAll()
End With

'-----
' Calcul du bilan de pertes de charge
'-----

Function OnCalculation()
    ' Pertes de charge statique
    ' -----

    Ltube          = Project.Modules("Thermosiphon").TubesLenght '(m)
    Density         = Project.Modules("Thermosiphon").InputStream(1).Density '(kg/m3)
    DPstatichead    = Density*9.81*Ltube '(Pa)
    DPstatichead    = Convert("Pressure drop", DPstatichead, "Pa", ProSimUnit("Pressure drop"))
    Module.Parameter(1) = ProSimToReport("Pressure drop", DPstatichead)

    ' Pertes de charge dans la descente
    ' -----

    DPdowncomer = Project.Modules("Descente").SegFrictionPressureDrops(1)
    For i = 2 To Project.Modules("Descente").NBSEG
        DPdowncomer = DPdowncomer + Project.Modules("Descente").SegPressureDrops(i)
    Next
    Module.Parameter(2) = ProSimToReport("Pressure drop", DPdowncomer)

    ' Pertes de charge dans l'échangeur
    ' -----

    DPecha = Project.Modules("Thermosiphon").TubesPressureDrop +_
        Project.Modules("Thermosiphon").TubesInletNozzlesPressureDrop +_
        Project.Modules("Thermosiphon").TubesOutletNozzlesPressureDrop
    Module.Parameter(3) = ProSimToReport("Pressure drop", DPecha)

    ' Pertes de charge dans la montée
    ' -----

    DPriser = 0.0
    For i = 1 To Project.Modules("Montée").NBSEG
        DPriser = DPriser + Project.Modules("Montée").SegPressureDrops(i)
    Next
    Module.Parameter(4) = ProSimToReport("Pressure drop", DPriser)

```



```

' Pertes de charge totales
' -----

DPtotal          = DPdowncomer + DPecha + DPriser
Module.Parameter(5) = ProSimToReport("Pressure drop", DPtotal)

' Ecart
' -----

Module.Parameter(6) = Abs(DPstatichead - DPtotal)/DPstatichead

' Validation du module
' -----

OnCalculation = True

End Function

' -----
' Impression des résultats
' -----

Sub OnPrintResults()
    With Module
        .PrintReport "BILAN DE PERTES DE CHARGE DU THERMOSIPHON"
        .PrintReport "-----"
        .PrintReport " "
        .PrintReport "  - Statique : " & FormatNumber(.Parameter(1),0) & " " & ReportUnit("Pressure drop")
        .PrintReport " "
        .PrintReport "  - Descente  : " & FormatNumber(.Parameter(2),0) & " " & ReportUnit("Pressure drop")
        .PrintReport "  - Echangeur : " & FormatNumber(.Parameter(3),0) & " " & ReportUnit("Pressure drop")
        .PrintReport "  - Montée   : " & FormatNumber(.Parameter(4),0) & " " & ReportUnit("Pressure drop")
        .PrintReport "          -----"
        .PrintReport "          " & FormatNumber(.Parameter(5),0) & " " & ReportUnit("Pressure drop")
        .PrintReport " "
        .PrintReport "  - Ecart    : " & FormatNumber(.Parameter(6),2)*100 & " %"
    End With
End Sub

```

1.7. Initialisations

La séquence de calcul est déterminée automatiquement par ProSimPlus. Deux courants coupés sont détectés dans le cas B, il s'agit des courant : « 04 » (courant gaz quittant le flash « Collecteur rebouilleur ») et « 22 » (courant liquide entrant dans les tubes du thermosiphon). Les initialisations suivantes sont utilisées dans la simulation.

| Courant | 04 | 22 |
|-----------------------|----------------|----------|
| Fraction massique (-) | | |
| Méthane | 0,000006 | 0,000001 |
| Ethane | 0,017046 | 0,007199 |
| Propane | 0,610499 | 0,415365 |
| Isobutane | 0,122154 | 0,120409 |
| n-butane | 0,120220 | 0,133145 |
| Isopentane | 0,038025 | 0,060362 |
| n-pentane | 0,024680 | 0,041679 |
| n-hexane | 0,045250 | 0,127029 |
| n-heptane | 0,022122 | 0,094811 |
| Débit total (kg/h) | 1 052,7 | 72 037,7 |
| Température (°C) | Point de rosée | 112 |
| Pression (psig) | 440 | |



Les résultats de la simulation du cas A peuvent également être utilisés pour initialiser ces deux courants coupés.

1.8. « Conseils et astuces »

Un module mesure est utilisé pour calculer directement le ratio molaire éthane/propane dans le pied.

2. RESULTATS

2.1. Bilans matière et énergie

Ce document ne présente que les informations sur les courants les plus pertinents du cas B. Les résultats du cas A sont similaires. ProSimPlus fournit cependant les bilans matière et énergie pour tous les courants. Les résultats des courants sont aussi disponibles au niveau des opérations unitaires (onglet « Courants » de leurs fenêtres d'édition).

| Courants | | 01 | 02 | 03 | 05 |
|-------------------------|--------|------------|-------------|-------------|-------------|
| Débit total | kg/h | 13528 | 5330.2 | 32266 | 80235 |
| Débit total | kmol/h | 408.23 | 261.86 | 618.51 | 1432.7 |
| Fractions massiques | | | | | |
| NITROGEN | | 0.00025361 | 0.00064365 | 0 | 0 |
| METHANE | | 0.21586 | 0.54785 | 1.8074E-006 | 9.2553E-007 |
| ETHANE | | 0.17994 | 0.4456 | 0.011089 | 0.0071992 |
| PROPANE | | 0.25403 | 0.00591 | 0.52102 | 0.41536 |
| ISOBUTANE | | 0.072966 | 1.6504E-007 | 0.1265 | 0.12041 |
| n-BUTANE | | 0.080683 | 2.137E-008 | 0.13175 | 0.13315 |
| ISOPENTANE | | 0.036578 | 0 | 0.049655 | 0.060362 |
| n-PENTANE | | 0.025256 | 0 | 0.03315 | 0.041679 |
| n-HEXANE | | 0.076977 | 0 | 0.07861 | 0.12703 |
| n-HEPTANE | | 0.057453 | 0 | 0.04822 | 0.094811 |
| WATER | | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Fractions molaires | | | | | |
| NITROGEN | | 0.0003 | 0.0004677 | 0 | 0 |
| METHANE | | 0.4459 | 0.69515 | 5.8776E-006 | 3.2311E-006 |
| ETHANE | | 0.1983 | 0.30165 | 0.019238 | 0.013408 |
| PROPANE | | 0.1909 | 0.0027282 | 0.6164 | 0.52753 |
| ISOBUTANE | | 0.0416 | 5.78E-008 | 0.11354 | 0.11602 |
| n-BUTANE | | 0.046 | 7.4841E-009 | 0.11825 | 0.12829 |
| ISOPENTANE | | 0.0168 | 0 | 0.035904 | 0.046854 |
| n-PENTANE | | 0.0116 | 0 | 0.023969 | 0.032352 |
| n-HEXANE | | 0.0296 | 0 | 0.047587 | 0.082553 |
| n-HEPTANE | | 0.019 | 0 | 0.025104 | 0.05299 |
| WATER | | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Etat physique | | Liq./Vap. | Vapeur | Liquide | Liquide |
| Température | °C | -34.45 | -37.974 | 101.72 | 112.63 |
| Pression | psig | 440 | 425 | 439.44 | 440 |
| Flux enthalpique | kW | -1680.2 | -283.18 | -1193.2 | -2422.5 |
| Fraction molaire vapeur | | 0.31124 | 1 | 0 | 0 |

| Courants | | 06 | 09 | 10 | 11 |
|-------------------------|--------|-------------|-------------|------------|--------|
| Débit total | kg/h | 8197.5 | 49022 | 23016 | 2714 |
| Débit total | kmol/h | 146.38 | 835.44 | 450.87 | 150.65 |
| Fractions massiques | | | | | |
| NITROGEN | | 0 | 0 | 0 | 0 |
| METHANE | | 9.2553E-007 | 4.1684E-007 | 2.009E-006 | 0 |
| ETHANE | | 0.0071992 | 0.0048505 | 0.012202 | 0 |
| PROPANE | | 0.41536 | 0.35001 | 0.55456 | 0 |
| ISOBUTANE | | 0.12041 | 0.11644 | 0.12887 | 0 |
| n-BUTANE | | 0.13315 | 0.13379 | 0.13177 | 0 |
| ISOPENTANE | | 0.060362 | 0.06693 | 0.046374 | 0 |
| n-PENTANE | | 0.041679 | 0.046928 | 0.030499 | 0 |
| n-HEXANE | | 0.12703 | 0.15714 | 0.06289 | 0 |
| n-HEPTANE | | 0.094811 | 0.12392 | 0.032819 | 0 |
| WATER | | 0 | 0 | 0 | 1 |
| Fractions molaires | | | | | |
| NITROGEN | | 0 | 0 | 0 | 0 |
| METHANE | | 3.2311E-006 | 1.5247E-006 | 6.393E-006 | 0 |
| ETHANE | | 0.013408 | 0.0094655 | 0.020714 | 0 |
| PROPANE | | 0.52753 | 0.46575 | 0.64199 | 0 |
| ISOBUTANE | | 0.11602 | 0.11755 | 0.11319 | 0 |
| n-BUTANE | | 0.12829 | 0.13507 | 0.11573 | 0 |
| ISOPENTANE | | 0.046854 | 0.054433 | 0.032811 | 0 |
| n-PENTANE | | 0.032352 | 0.038166 | 0.021579 | 0 |
| n-HEXANE | | 0.082553 | 0.107 | 0.037254 | 0 |
| n-HEPTANE | | 0.05299 | 0.072565 | 0.01672 | 0 |
| WATER | | 0 | 0 | 0 | 1 |
| État physique | | Liquide | Liquide | Vapeur | Vapeur |
| Température | °C | 112.63 | 120.84 | 120.84 | 140 |
| Pression | psig | 440 | 439.34 | 439.34 | 37.691 |
| Flux enthalpique | kW | -247.51 | -1205.2 | 649 | 140.53 |
| Fraction molaire vapeur | | 0 | 0 | 1 | 1 |

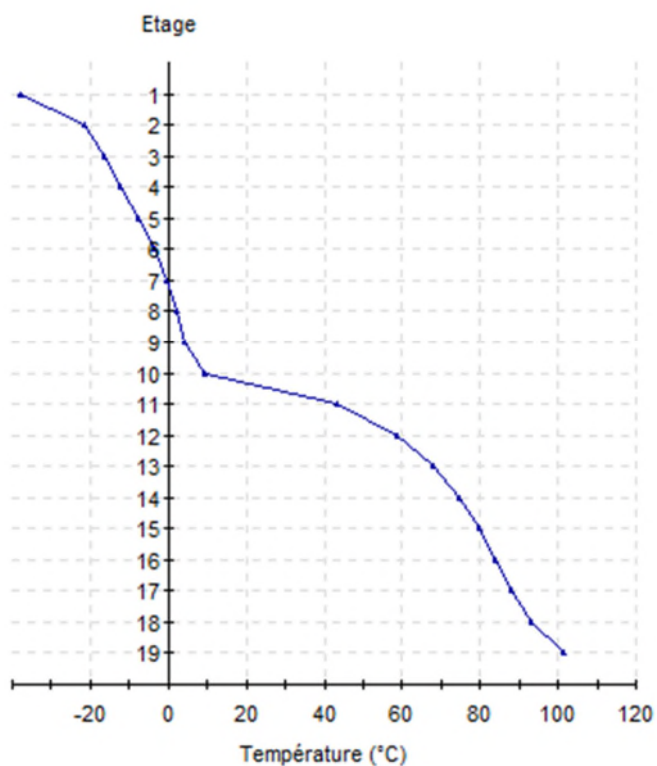
2.2. Performance du procédé

La tête contient l'azote et la majorité du méthane et de l'éthane. Les pertes en propane sont de moins de 1% du débit molaire de propane entrant. Le ratio molaire éthane/propane dans le pied est proche de 0,025.

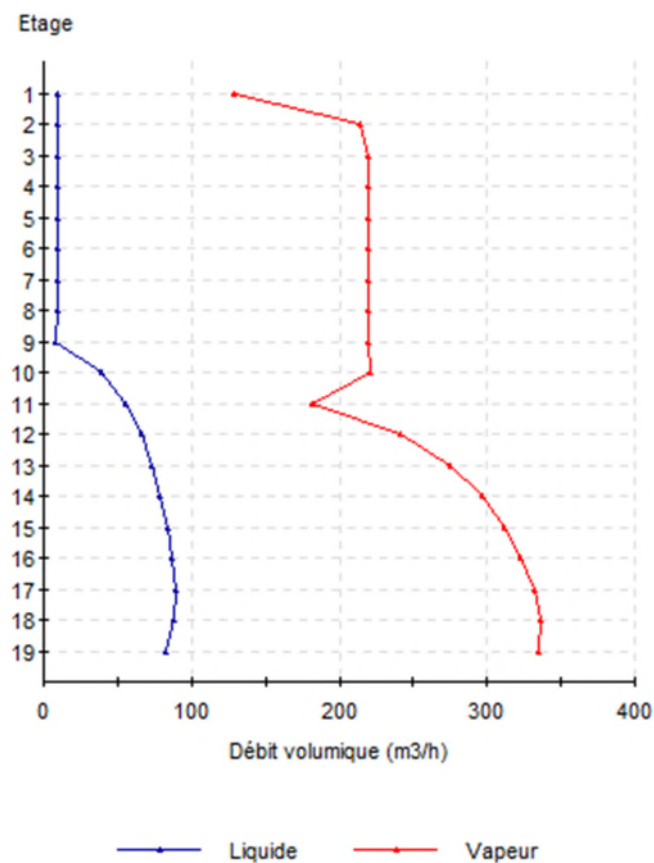
2.3. Dééthaniseur

Les résultats sont ceux du cas B. Les résultats du cas A sont similaires. Les étages de la colonne sont numérotés du haut vers le bas (étage 1 : condenseur ; étage 2 : étage de tête ; étage 19 : étage de pied). D'autres profils sont disponibles dans l'onglet « Profils » de l'opération unitaire.

Dééthaniseur - Profil de température



Dééthaniseur - Débits volumiques





L'utilisateur peut changer les options des graphes afin de les configurer de la manière qui lui est usuelle.

Stripper avec condenseur partiel (\$COLD1)

Nom: Dééthaniseur

Desc :

Identification Paramètres Scripts Rapport Courants **Profils** Notes Paramètres avancés

| Nom | Description |
|---|--|
| Dééthaniseur - Profil de température | Profil de température dans la colonne |
| Dééthaniseur - Profil de pression | Profil de pression dans la colonne |
| Dééthaniseur - Fractions molaires liquide | Profil des fractions molaires liquide dans la colonne |
| Dééthaniseur - Fractions molaires vapeur | Profil des fractions molaires vapeur dans la colonne |
| Dééthaniseur - Fractions massiques liquide | Profil des fractions massiques liquide dans la colonne |
| Dééthaniseur - Fractions massiques vapeur | Profil des fractions massiques vapeur dans la colonne |
| Dééthaniseur - Enthalpies | Profil des enthalpies dans la colonne |
| Dééthaniseur - Débits molaires | Profil des débits molaires dans la colonne |
| Dééthaniseur - Débits massiques | Profil des débits massiques dans la colonne |
| Dééthaniseur - Débits volumiques | Profil des débits volumiques dans la colonne |

Graphes... Options du graphe

Valeurs...

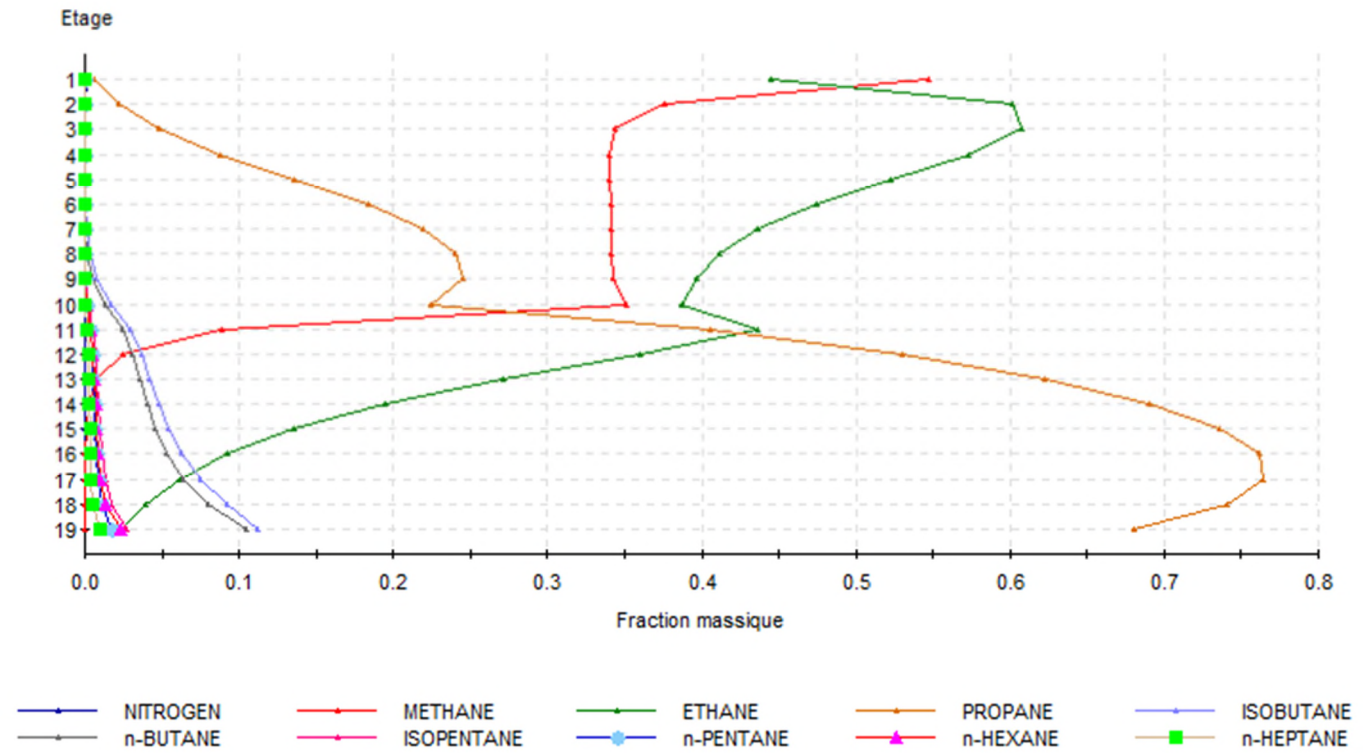
☒ Intervertir les axes

☐ Inverser l'axe X

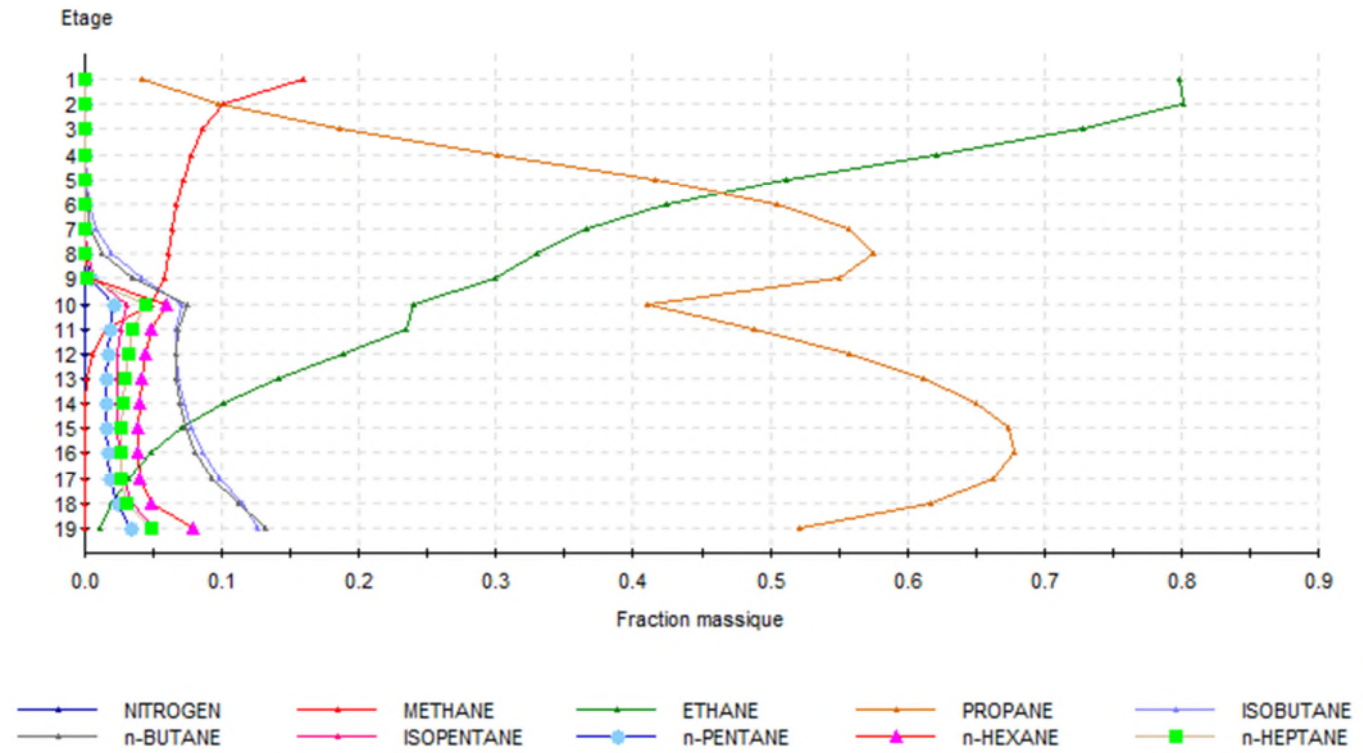
☒ Inverser l'axe Y

OK Annuler

Dééthaniseur - Fractions massiques vapeur



Dééthaniseur - Fractions massiques liquide



2.4. Thermosiphon

2.4.1. Bilan de pertes de charge

Ces résultats sont ceux du cas B. Ceux du cas A sont similaires.

Pertes de charge statique : 142 mbar

Pertes de charge dans la descente : 20 mbar

Pertes de charge dans l'échangeur : 101 mbar

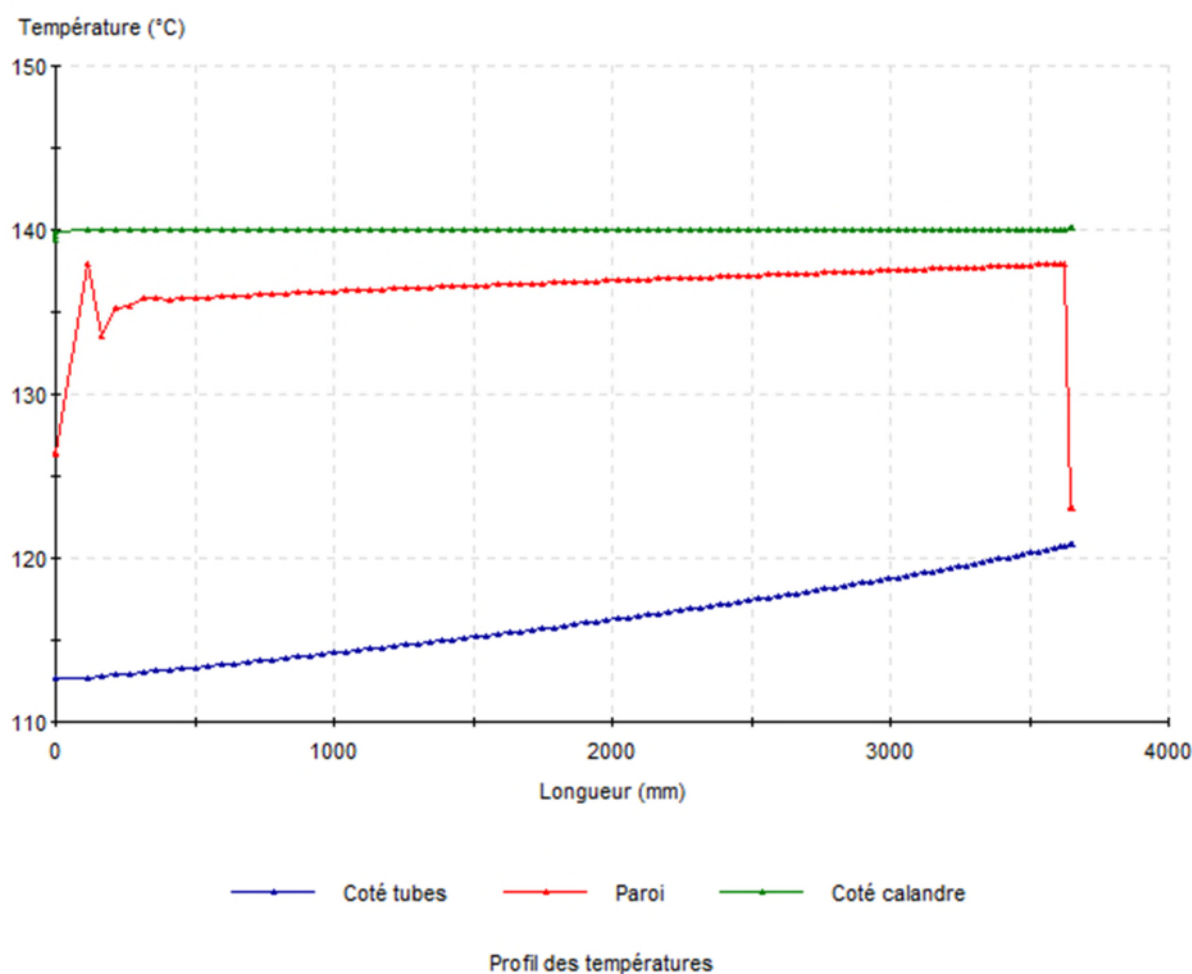
Pertes de charge dans la montée : 21 mbar

Les pertes de charge descente + échangeur + montée (20 mbar + 101 mbar + 21 mbar = 142 mbar) équilibrent les pertes de charge statique (142 mbar). Elles sont calculées et affichées dans la fenêtre du module Windows Script « Bilan DP ».

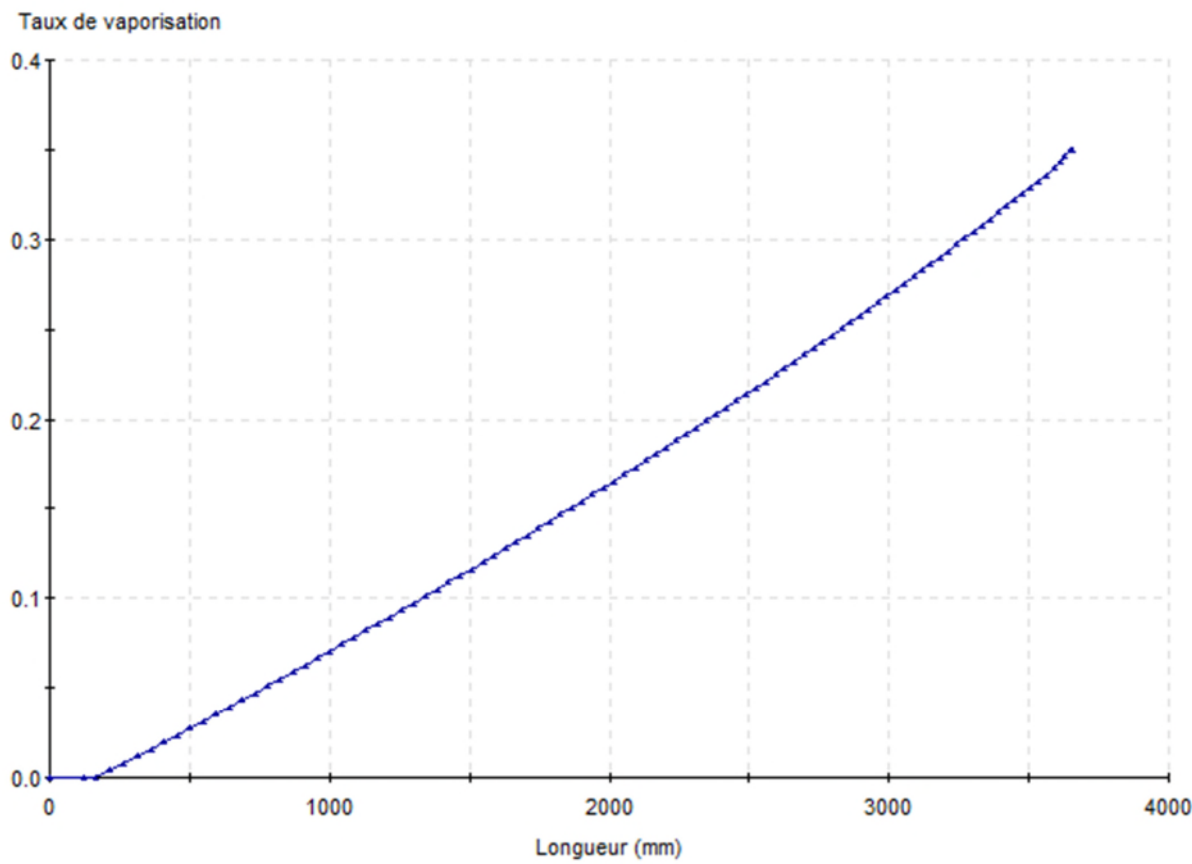
2.4.2. Profils

Les résultats sont ceux du cas B. Les résultats du cas A sont similaires. D'autres profils sont disponibles dans l'onglet « Profils » de l'opération unitaire.

Températures



Taux de vaporisation molaire coté tubes



Profil du taux de vaporisation coté tubes

3. BIBLIOGRAPHIE

- [API82] API Data Books (1982)
- [HAA84] HAAR L., GALLAGHER J.S., KELL J. H., "NBS/NRC Steam Tables", Washington: Hemisphere Publishing Corporation (1984)
- [ROW17] ROWLEY R.L., WILDING W.V., OSCARSON J.L., GILES N.F., "DIPPR® Data Compilation of Pure Chemical Properties", Design Institute for Physical Properties, AIChE, New York, NY (2017)
- [SOA72] SOAVE G., "Equilibrium Constants from a Modified Redlich-Kwong Equation of State", Chem. Eng. Sci., 27, 6, 1197-1203 (1972)