

## EXEMPLE D'APPLICATION DE PROSIMPLUS HNO3

### PROCEDE MONO-PRESSION

#### INTERET DE L'EXEMPLE

Cet exemple correspond à une unité de production d'acide nitrique par un procédé mono-pression. Il s'agit d'un procédé assez classique de production industrielle d'acide nitrique. Les principaux modules spécifiques au simulateur ProSimPlus HNO3 sont ici mis en œuvre : colonne d'oxydo-absorption de vapeurs nitreuses, condenseurs de vapeurs nitreuses, réacteurs d'oxydation, échangeurs de chaleur avec volumes d'oxydation, compresseurs de vapeurs nitreuses, etc.

Il s'agit ici d'un exemple de simulation pure, sans spécification sur les courants de sortie.

Les points particuliers de cet exemple sont la simulation d'un réacteur de DeNOx sur les gaz de queue et la prise en compte de l'eau de refroidissement du condenseur de vapeurs nitreuses par un courant externe au module.

<b>DIFFUSION</b>	<input checked="" type="checkbox"/> Libre-Internet	<input type="checkbox"/> Réserve aux clients ProSim	<input type="checkbox"/> Restreinte	<input type="checkbox"/> Confidentiel
------------------	--	---	-------------------------------------	---------------------------------------

FICHIER PROSIMPLUS HNO3 CORRESPONDANT

[PSPH\\_EX\\_FR-Procede-mono-pression.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. ProSim ne pourra en aucun cas être tenu pour responsable de l'application qui pourra être faite des calculs basés sur cet exemple.*

## TABLE DES MATIERES

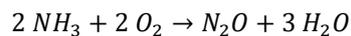
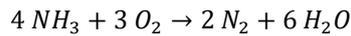
<b>1. MODELISATION DU PROCEDE</b>	<b>3</b>
1.1. Présentation du procédé	3
1.2. Schéma du procédé	5
1.3. Constituants	6
1.4. Modèle thermodynamique	6
1.5. Réactions chimiques	7
1.6. Paramètres opératoires	8
1.6.1. Alimentations du procédé	8
1.6.2. Réacteurs	9
1.6.3. Echangeurs de chaleur	10
1.6.4. Vannes 3 voies	11
1.6.5. Mélangeurs	11
1.6.6. Compresseur, turbine et pompe	12
1.6.7. Colonne d'oxydo-absorption	13
1.6.8. Colonne de blanchiment	15
1.7. Initialisations	16
<b>2. RESULTATS</b>	<b>17</b>
2.1. Bilans matière et énergie	17
2.2. Performance du procédé	19
2.3. Profils dans le condenseur de vapeurs nitreuses	20
2.4. Profils dans les colonnes	21
2.4.1. C101 colonne d'oxydo-absorption	21
2.4.2. C102 colonne de blanchiment	23
<b>3. BIBLIOGRAPHIE</b>	<b>23</b>

## 1. MODELISATION DU PROCEDE

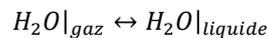
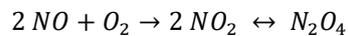
### 1.1. Présentation du procédé

Cet exemple est extrait de [BAD96] et [CLA96] qui décrivent sommairement le procédé. La fabrication d'acide nitrique comprend trois étapes principales :

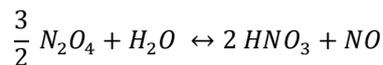
- ✓ Oxydation de l'ammoniac



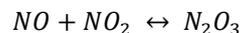
- ✓ Oxydation du monoxyde d'azote et condensation de l'eau de combustion



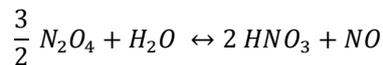
- ✓ Fixation du tétraoxyde d'azote



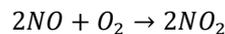
Les représentations mathématiques des équilibres et des cinétiques des réactions ci-dessus sont complexes et des réactions secondaires se produisent, notamment la formation de trioxyde d'azote :



Le procédé mono-pression (oxydation catalytique et absorption à la même pression) repose sur la réaction :



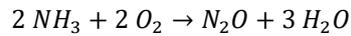
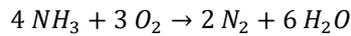
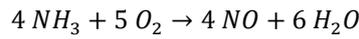
La caractéristique principale de cette réaction est que, chaque fois que deux molécules d'acide nitrique se forment, il y a également production d'une molécule de monoxyde d'azote NO, qu'il faut alors ré-oxyder en dioxyde d'azote NO<sub>2</sub> puis absorber et ainsi de suite. Ces ré-oxydations successives se font principalement en phase gazeuse, dans des tours d'oxydo-absorption où sont menées parallèlement la réaction de formation de l'acide nitrique et celle de ré-oxydation du NO :



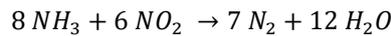
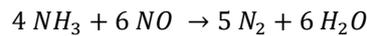
Dans ce procédé, condensation et absorption se font à la même pression que l'oxydation, entre 5 et 10 bars environ. Il n'y a donc qu'un seul compresseur et la tour d'absorption est équipée dans sa partie inférieure d'un étage de blanchiment.

Le schéma du procédé est fourni au paragraphe 1.2. L'ammoniac liquide est vaporisé par de l'eau de refroidissement (E101), puis filtré après surchauffe (E102) et envoyé dans un mélangeur air-ammoniac (M101). L'air atmosphérique filtré est comprimé (K101), puis réparti en deux courants au niveau de la vanne V103, l'air primaire (Air S06) qui va au mélangeur air-ammoniac (M101) et l'air secondaire qui va à la colonne de blanchiment (C102). Au préalable, une fraction de l'air est prélevée (Air S03) pour l'instrumentation, au niveau de la vanne V102. Le mélange air-ammoniac est dirigé vers le réacteur (R101).

Au niveau de la modélisation du réacteur, trois réactions globales sont prises en compte :



Le gaz après oxydation contient des oxydes d'azote, de l'azote et de l'oxygène. Sa chaleur sensible est récupérée dans une série d'échangeurs (E103, E104, E105, E106). Après condensation (E107), une quantité importante d'acide à faible concentration est formée et envoyée à la tour d'absorption C101. Le gaz mélangé à l'air sortant de la colonne de blanchiment C102 au niveau du mélangeur M103 est dirigé sur les plateaux perforés de la colonne d'absorption (C101) équipée en particulier de serpentins de réfrigération. De l'eau de procédé est introduite en tête et l'acide à la concentration désirée est soutiré à sa base. Cet acide va ensuite à la colonne de blanchiment (C102). Il se produit un stripage par de l'air secondaire (Air S08). Les gaz sortants en tête de l'absorbeur C101 sont envoyés dans une série d'échangeurs gaz-gaz (E108, E109, E105), puis mélangés à une faible quantité d'ammoniac afin de réagir dans un réacteur catalytique permettant de réduire la teneur en NOx des gaz de queue. Il se produit au niveau de ce réacteur (R102) opérant autour de 270°C un ensemble de réactions qui peuvent être modélisées par les deux réactions suivantes :



Les gaz de queue appauvris en NOx sont ensuite envoyés dans une turbine de détente (T101) et enfin à la cheminée.

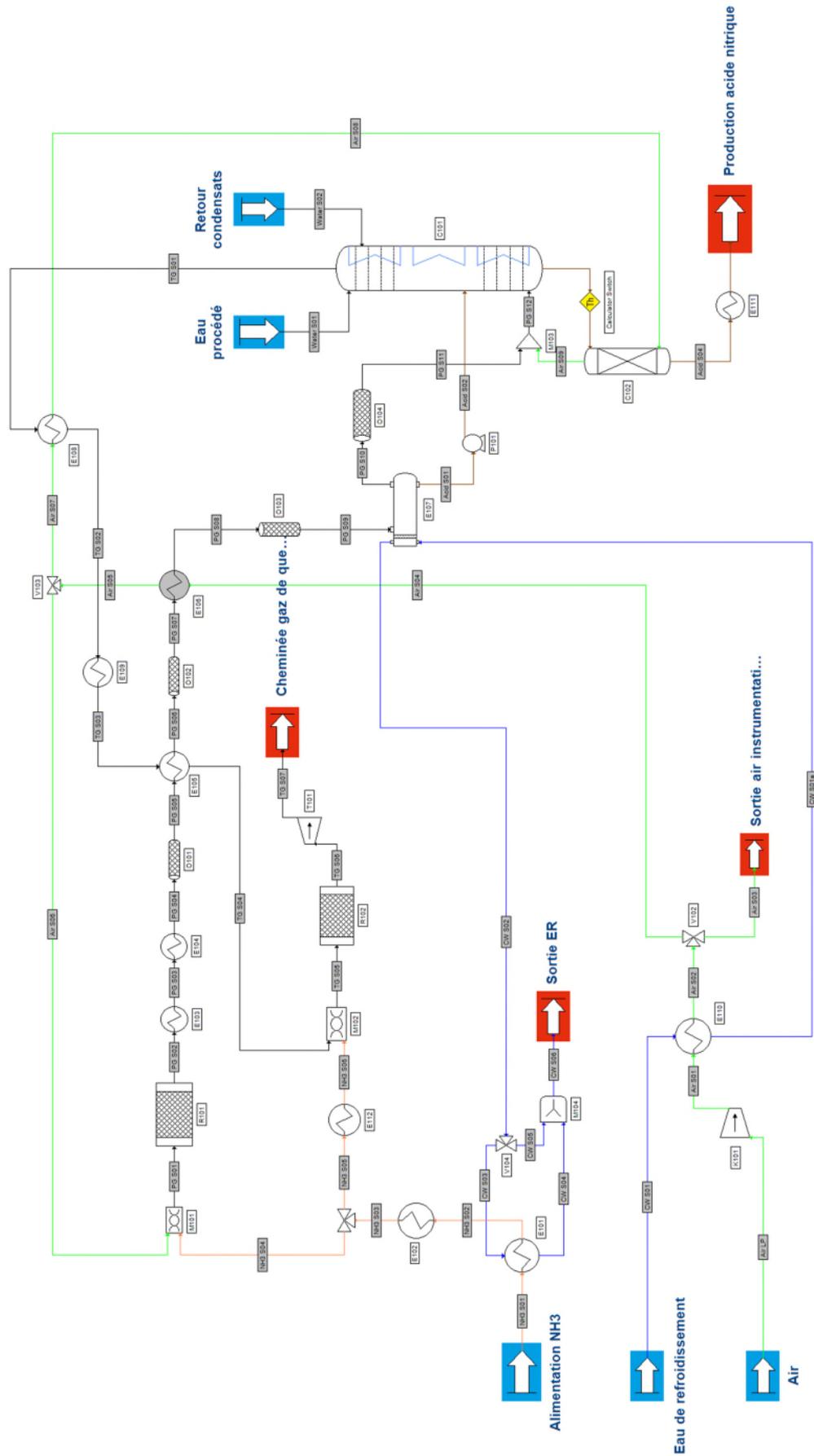
En parallèle, de la vapeur est produite par intégration énergétique (non modélisée dans cet exemple). En outre, de l'eau de refroidissement passe successivement dans le condenseur E107 puis dans l'échangeur E101.

L'objectif de ce procédé est de produire 1 000 t/j d'acide nitrique (équivalent 100%) à une concentration de 58% massique.

### 1.2. Schéma du procédé



Procédé Mono Pression



### 1.3. Constituants

Les constituants pris en compte dans la simulation, leurs formules chimiques et numéros CAS sont présentés dans le tableau ci-après. Leurs propriétés de corps pur sont extraites de la base de données spécifique « HNO3 » livrée avec ProSimPlus HNO3.

Constituant	Formule chimique	Numéro CAS
Ammoniac	NH <sub>3</sub>	7664-41-7
Oxygène	O <sub>2</sub>	7782-44-7
Azote	N <sub>2</sub>	7727-37-9
Oxyde d'azote	NO	10102-43-9
Dioxyde d'azote	NO <sub>2</sub>	10102-44-0
Tétraoxyde d'azote	N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	10544-72-6
Oxyde nitreux	N <sub>2</sub> O	10024-97-2
Acide nitrique	HNO <sub>3</sub>	7697-37-2
Eau	H <sub>2</sub> O	7732-18-5

### 1.4. Modèle thermodynamique

Pour l'essentiel du procédé, le modèle thermodynamique sélectionné est le modèle « Spécifique HNO3 ». Ce modèle prend en compte la non-idéalité de la phase liquide par des corrélations basées sur des données expérimentales de pressions partielles de l'eau et de l'acide nitrique au-dessus de solutions aqueuses d'acide nitrique. La phase gaz est supposée gaz parfait. L'utilisation d'une corrélation basée sur des données expérimentales permet de prendre en compte l'enthalpie d'excès du binaire eau – acide nitrique.

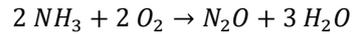
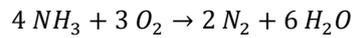
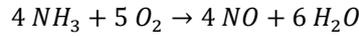
Le modèle thermodynamique « d'Engels (acides forts) » est utilisé pour la colonne de blanchiment afin de mieux représenter la solubilité des NOx ainsi que la complexité de l'équilibre H<sub>2</sub>O – HNO<sub>3</sub> dans cet équipement. La base enthalpique « H\*=DH0f, gaz parfait, 25°C, 1 atm » est sélectionnée à la place de la base enthalpique par défaut de ce modèle afin d'assurer la cohérence avec le modèle thermodynamique « Spécifique HNO3 ».

Pour le circuit d'eau de refroidissement, le « modèle thermodynamique spécifique à l'eau » est utilisé [HAA84]. Pour pouvoir sélectionner ce modèle, seul le constituant eau doit être présent dans la liste des constituants du calculator.

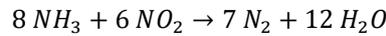
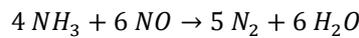
## 1.5. Réactions chimiques

Les réactions d'oxydation du NO, de dimérisation du NO<sub>2</sub> et d'oxydo-absorption de l'acide nitrique sont pré-codées et n'ont donc pas besoin d'être décrites par l'utilisateur pour les modules spécifiques de ProSimPlus HNO<sub>3</sub>. Les réactions à décrire sont celles de :

- ✓ Oxydation de l'ammoniac



- ✓ Réduction des NOx

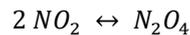


Ces différentes réactions sont définies comme :

- ✓ Type de réaction : Contrôlée
- ✓ Modèle cinétique : Instantané

Le modèle cinétique instantané est choisi car des taux de conversion sont définis pour chacune de ces réactions au niveau des réacteurs R101 et R102 (§ 1.6.2).

L'équilibre de dimérisation du NO<sub>2</sub> en phase gaz est décrit pour être pris en compte dans la colonne de blanchiment. En effet, cette colonne est modélisée par un module non spécifique de ProSimPlus HNO<sub>3</sub> (§ 1.6.8).



La constante d'équilibre retenue est celle proposée par Koukolik [KOU68] :

$$\ln(K_3) = -21,24366 + \frac{6891,64}{T}$$



Les ordres partiels à définir sont de 2 pour le NO<sub>2</sub> et de 1 pour le N<sub>2</sub>O<sub>4</sub>.

Les chaleurs de réaction de ces différentes réactions sont calculées à partir des enthalpies standards de formation à 25°C.

Trois jeux de réactions sont à créer :

- ✓ Un avec seulement les réactions d'oxydation de l'ammoniac,
- ✓ Un avec seulement les réactions de réduction des NOx,
- ✓ Un avec seulement la réaction de dimérisation du NO<sub>2</sub>.

## 1.6. Paramètres opératoires

### 1.6.1. Alimentations du procédé

	Ammoniac	Eau procédé	Retour condensats	Eau de refroidissement
<b>Débit massique partiel (kg/h)</b>				
<b>Ammoniac</b>	11 874	0	0	0
<b>Eau</b>	24	3 555	12 520	2 000 000
<b>Température (°C)</b>	10	25	25	22
<b>Pression (bar)</b>	14	6.5	6.6	4.2

	<p>Pour sélectionner le « Modèle thermodynamique spécifique à l'eau » dans l'alimentation en eau de refroidissement, changer choix par défaut du <b>Modèle Global</b> dans l'onglet <b>Identification</b> du module alimentation procédé utilisé pour ce courant matière. Ce modèle sera alors utilisé dans toute la ligne d'utilité.</p>
---	---

	Air
<b>Fraction molaire (-)</b>	
<b>Oxygène</b>	0.29
<b>Azote</b>	0.71
<b>Débit total (Nm³/h)</b>	165 178
<b>Humidité relative (%)</b>	46
<b>Température (°C)</b>	25
<b>Pression (bar)</b>	1

### 1.6.2. Réacteurs

✓ R101 four d'oxydation de l'ammoniac

Paramètres opératoires	Valeur
Type de réacteur	Simple
Jeu de réaction	Oxydation de l'ammoniac
Taux de conversion de l'ammoniac (%)	
$4 NH_3 + 5 O_2 \rightarrow 4 NO + 6 H_2O$	96.2
$4 NH_3 + 3 O_2 \rightarrow 2 N_2 + 6 H_2O$	3.7
$2 NH_3 + 2 O_2 \rightarrow N_2O + 3 H_2O$	0.1
Fonctionnement thermique	Adiabatique
Pertes de charge (bar)	0.05

✓ R102 réacteur catalytique de réduction des NOx

Paramètres opératoires	Valeur
Type de réacteur	Simple
Jeu de réaction	Réduction des NOx
Taux de conversion	
$4 NH_3 + 6 NO \rightarrow 5 N_2 + 6 H_2O$	90% du NO
$8 NH_3 + 6 NO_2 \rightarrow 7 N_2 + 12 H_2O$	28.5% du NO <sub>2</sub>
Fonctionnement thermique	Adiabatique
Pertes de charge (bar)	0.1

✓ Réacteurs d'oxydation

Ces modules permettent de modéliser l'oxydation du NO et la dimérisation du NO<sub>2</sub> ayant lieu dans les volumes gazeux des canalisations.

	O101	O102	O103	O104
<b>Paramètres opératoires</b>	<b>Valeur</b>			
Type de réacteur	Réacteur piston simplifié			
Volume d'oxydation (m <sup>3</sup> )	9	28	6	2
Calcul de la quantité de chaleur échangée	Adiabatique			
Efficacité d'oxydation	1			
Réactions				
Vitesse de la réaction d'oxydation	Koukolik			
Constante d'équilibre de dimérisation	Koukolik			
Pertes de charge (bar)	0.01			

### 1.6.3. Echangeurs de chaleur

- ✓ Echangeurs de chaleur généralisés

	E101	E105	E108	E110
Paramètres opératoires	Valeur			
Courant chaud				
Température de sortie (°C)	-	250	100	102
Perte de charge (bar)	0.05			
Courant froid				
Température de sortie (°C)	34	-		
Perte de charge (bar)	4.80	0.05	0.02	0.05

- ✓ Echangeur de chaleur généralisé HNO<sub>3</sub>

	E106
Paramètre opératoire	Valeur
Courant chaud	
Température de sortie (°C)	175
Perte de charge (bar)	0.05
Volume d'oxydation (m <sup>3</sup> )	7.4873
Courant froid	
Température de sortie (°C)	-
Perte de charge (bar)	0.05
Volume d'oxydation (m <sup>3</sup> )	0

Les paramètres suivants sont adoptés pour la prise en compte des réactions chimiques dans cet échangeur :

- Modèle hydrodynamique : Piston
- Efficacité d'oxydation : 1
- Calcul de la constante de vitesse de la réaction d'oxydation : Koukolik
- Calcul de la constante de l'équilibre de dimérisation : Koukolik
- Prise en compte d'une température maximale d'oxydation : Activée

- ✓ Consignateurs de température

	E102	E103	E104	E109	E110	E111	E112
Paramètres opératoires	Valeur						
Température de sortie (°C)	120	450	350	100	102	45	180
Pertes de charge (bar)	1.50	0.05		0.01	0.05		1.15
Volume d'oxydation (m <sup>3</sup> )	0		1.9514	0			

Pour l'échangeur de chaleur dans lequel les réactions chimiques sont prises en compte (E104, volume d'oxydation non nul), les paramètres suivants sont adoptés :

- Modèle hydrodynamique : Piston
- Efficacité d'oxydation : 1
- Calcul de la constante de vitesse de la réaction d'oxydation : Koukolik
- Calcul de la constante de l'équilibre de dimérisation : Koukolik
- Prise en compte d'une température maximale d'oxydation : Activée

✓ E107 condenseur de vapeurs nitreuses

Paramètres opératoires	Valeur
Longueur des tubes (m)	9
Nombre de tubes	2 100
Circulation des vapeurs	Intérieur des tubes
Diamètre intérieur des tubes (mm)	25.4
Diamètre équivalent (mm)	25.47
Eau de refroidissement	
Sens de circulation	Contre-courant
Coefficients de transfert de chaleur (kcal/h/m <sup>2</sup> /K)	
Oxydo-absorption	290
Oxydation	215
Pertes de charge (bar)	0.07
Réactions	
Calcul de la constante de vitesse de la réaction d'oxydation	Koukolik
Calcul de la constante de l'équilibre de dimérisation	Koukolik
Calcul de la constante d'absorption de N <sub>2</sub> O <sub>4</sub> dans l'eau	Miller (calottes)
Nombre de points intermédiaires pour l'impression	21

#### 1.6.4. Vannes 3 voies

	Paramètres opératoires	Valeur
V101	Débit massique du courant « NH3 S05 »	87.4 kg/h
V102	Débit massique du courant « Air S03 »	1 006.8 kg/h
V103	Taux de partage du courant « Air S06 »	79.93111 %
V104	Taux de partage du courant « CW S03 »	80 %

#### 1.6.5. Mélangeurs

	M101	M102	M103	M104
Paramètres opératoires	Valeur			
Type	Mélangeur statique		Autre mélangeur	Mélangeur
Pression de sortie (bar)	7.60	6.35	Egale à la plus faible des alimentations	

### 1.6.6. Compresseur, turbine et pompe

- ✓ K101 compresseur d'air

Paramètres opératoires	Valeur
Type	Compresseur
Pression de refoulement (bar)	7.8
Efficacité isentropique (-)	0.845
Efficacité mécanique (-)	1
Réactions chimiques	Non prises en compte

- ✓ T101 turbine de détente des gaz de queue

Paramètres opératoires	Valeur
Type	Turbine
Pression de décharge (bar)	1.03
Efficacité isentropique (-)	0.83
Efficacité mécanique (-)	1
Efficacité électrique (-)	1



Il est possible de simuler un turbo-expandeur en transmettant la puissance disponible à la turbine au compresseur via un courant d'information.  
Ceci est détaillé dans l'exemple « PSPH\_EX\_FR - Procédé bipression ».

- ✓ P101 pompe centrifuge

Paramètres opératoires	Valeur
Type	Pompe centrifuge
Pression de refoulement (bar)	7.5
Efficacité volumétrique (-)	0.65
Efficacité mécanique (-)	1
Efficacité électrique (-)	1

### 1.6.7. Colonne d'oxydo-absorption

✓ C101 colonne d'oxydo-absorption

Paramètres opératoires	Valeur
Type	Colonne d'oxydo-absorption à plateaux
Nombre de plateaux	35
Diamètre de la colonne (m)	6.1
Diamètre des perforations (mm)	2
Section libre (%)	2.60
Profil de température dans la colonne	Calculé à partir des températures
Alimentations intermédiaires	
Retour condensats	Plateau 2
Acide faible issu du condenseur de vapeurs nitreuses	Plateau 32
NOx en phase liquide	
NO oxydé (%)	0
Solubilité de NOx en phase liquide	Prise en compte
Constante de Henry	Calculée à partir du modèle interne
Pertes de charge totales (bar)	0.77
Corrélations	
Calcul de la constante de vitesse de la réaction d'oxydation	Koukolik
Calcul de la constante de l'équilibre de dimérisation	Koukolik
Calcul de l'équilibre du système NOx – eau – acide nitrique	Zhidkov
Impression des profils	Complet



Les étages des colonnes sont numérotés de haut en bas (plateau 1 : plateau de tête ; plateau 35 : plateau de pied).

Le tableau suivant présente les paramètres des plateaux.

Etage	Efficacité d'oxydation	Volume d'oxydation (m <sup>3</sup> )	Modèle hydrodynamique	Efficacité d'absorption	Hauteur entre deux plateaux (m)	Température (°C)
1	1	65,8	Réacteur piston	Atroschenko 2	2,25	29,4
2	1	65,8	Réacteur piston	Atroschenko 2	2,25	29,6
3	1	65,8	Réacteur piston	Atroschenko 2	2,25	30,0
4	1	58,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	2,25	30,6
5	1	58,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	2,00	31,4
6	1	58,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	2,00	-
7	1	58,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	2,00	-
8	1	58,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	2,00	-
9	1	51,1	Réacteur piston	Atroschenko 2	2,00	-
10	1	51,1	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,75	-
11	1	51,1	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,75	-
12	1	51,1	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,75	-
13	1	51,1	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,75	-
14	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,75	-
15	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
16	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
17	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
18	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
19	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
20	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
21	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
22	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
23	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
24	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
25	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
26	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
27	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
28	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
29	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
30	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
31	1	35,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	-
32	1	78,9	Réacteur piston	Atroschenko 2	1,21	52,0
33	1	58,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	2,70	52,9
34	1	58,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	2,00	54,5
35	1	58,4	Réacteur piston	Atroschenko 2	2,00	57,0

### 1.6.8. Colonne de blanchiment

- ✓ Calculator switch

Ce module permet d'effectuer le changement de modèle thermodynamique entre le modèle « Spécifique HNO<sub>3</sub> » utilisé dans les modules précédents et le modèle thermodynamique d'Engels utilisé dans la colonne de blanchiment. Le calcul des enthalpies liquides n'étant pas identiques entre ces deux modèles, l'utilisation d'un module « Calculator switch » est nécessaire pour ne pas fausser le bilan enthalpique sur la colonne de blanchiment. Dans le cas du passage du modèle « Spécifique HNO<sub>3</sub> » au modèle d'Engels et inversement, le module « Calculator switch » n'est nécessaire que sur les courants liquides (sauf si ceux-ci quittent le procédé).

Paramètres opératoires	Valeur
Modèle thermodynamique	Engels
Etat physique en sortie	Calculé

- ✓ C102 colonne de blanchiment

Paramètres opératoires	Valeur
Type de colonne	Absorbeur
Modèle thermodynamique	Engels
Nombre d'étages théoriques	8
Pertes de charge (bar)	0.41
Efficacité de plateau	1 pour chaque plateau
Colonne réactive	Equilibre NO <sub>2</sub> /N <sub>2</sub> O <sub>4</sub> en phase vapeur
Impression des profils	Complet

## 1.7. Initialisations

La séquence de calcul est déterminée automatiquement par ProSimPlus HNO3. Deux courants coupés sont déterminés : « Air S09 » (sortie gaz de tête de la colonne de blanchiment) et « PG S07 » (courant entre les modules « O102 » et « E106 »). Les initialisations ci-dessous de ces courants sont utilisées pour la simulation.

Courant	Air S09	PG S07
<b>Fraction massique (-)</b>		
Oxygène	0.22	0.03
Azote	0.74	0.71
Oxyde d'azote	0	0.04
Dioxyde d'azote	0	0.10
Acide nitrique	0.03	0
Eau	0.01	0.12
Débit massique (kg/h)	44 000	180 000
Température (°C)	Point de rosée	300
Pression (bar)	7.24	7.38

## 2. RESULTATS

### 2.1. Bilans matière et énergie

Ce document ne présente que les informations principales sur les courants les plus pertinents. ProSimPlus HNO3 fournit cependant des résultats complets sur l'ensemble des courants et des opérations unitaires du procédé.

Courants		Acid produc...	Acid S02	Acid S03	Air LP	Air S04	Air S06	Air S08
De		E111	P101	C101	Alimentaiton...	V102	V103	E108
Débit total	t/d	1725.4	792.28	1729.9	5074.8	5050.6	4037	1013.6
Débit total	Nm3/h	52320	27132	52158	1.6518E005	1.6439E005	1.314E005	32992
Fractions massiques								
AMMONIA		0	0	0	0	0	0	0
OXYGEN		0.00020216	0	0	0.23078	0.23078	0.23078	0.23078
NITROGEN		0.0001167	0	0	0.76006	0.76006	0.76006	0.76006
NITRIC OXIDE		0	0	0	0	0	0	0
NITROGEN DIOXIDE		4.8841E-010	0	0.00010014	0	0	0	0
NITROGEN TETROXIDE		0	0	0.004179	0	0	0	0
NITROUS OXIDE		0	0	0	0	0	0	0
NITRIC ACID		0.58106	0.47529	0.58112	0	0	0	0
WATER		0.41862	0.52471	0.4146	0.0091548	0.0091548	0.0091548	0.0091548
Fractions molaires								
AMMONIA		0	0	0	0	0	0	0
OXYGEN		0.00019458	0	0	0.20694	0.20694	0.20694	0.20694
NITROGEN		0.0001283	0	0	0.77848	0.77848	0.77848	0.77848
NITRIC OXIDE		0	0	0	0	0	0	0
NITROGEN DIOXIDE		3.2697E-010	0	6.7425E-005	0	0	0	0
NITROGEN TETROXIDE		0	0	0.0014068	0	0	0	0
NITROUS OXIDE		0	0	0	0	0	0	0
NITRIC ACID		0.28401	0.2057	0.28566	0	0	0	0
WATER		0.71567	0.7943	0.71287	0.014581	0.014581	0.014581	0.014581
Etat physique		Liquide	Liquide	Liquide	Vapeur	Vapeur	Vapeur	Vapeur
Température	°C	45	49.436	57	25	102	236.18	100
Pression	bar	7.6	7.5	7.24	1	7.75	7.7	7.65
Flux enthalpique	kW	-1.6653E005	-89450	-1.6614E005	-7217.6	-2584.8	4421	-542.8
Fraction molaire vapeur		0	0	0	1	1	1	1

Courants		CW S01	CW S02	CW S06	NH3 S01	NH3 S04	PG S02	PG S09
De		Eau de refr...	E107	M104	Alimentation...	V101	R101	O103
Débit total	t/d	48000	48000	48000	285.55	283.45	4320.4	4320.4
Débit total	Nm3/h	2.4883E006	2.4883E006	2.4883E006	15657	15542	1.5082E005	1.4557E005
Fractions massiques								
AMMONIA		0	0	0	0.99798	0.99798	0	0
OXYGEN		0	0	0	0	0	0.064173	0.02267
NITROGEN		0	0	0	0	0	0.71219	0.71219
NITRIC OXIDE		0	0	0	0	0	0.11098	0.03314
NITROGEN DIOXIDE		0	0	0	0	0	0	0.11907
NITROGEN TETROXIDE		0	0	0	0	0	0	0.00027466
NITROUS OXIDE		0	0	0	0	0	8.4605E-005	8.4605E-005
NITRIC ACID		0	0	0	0	0	0	0
WATER		1	1	1	0.0020171	0.0020171	0.11258	0.11258
Fractions molaires								
AMMONIA		0	0	0	0.99809	0.99809	0	0
OXYGEN		0	0	0	0	0	0.053654	0.019637
NITROGEN		0	0	0	0	0	0.68016	0.70467
NITRIC OXIDE		0	0	0	0	0	0.098948	0.030613
NITROGEN DIOXIDE		0	0	0	0	0	0	0.071735
NITROGEN TETROXIDE		0	0	0	0	0	0	8.274E-005
NITROUS OXIDE		0	0	0	0	0	5.1428E-005	5.3282E-005
NITRIC ACID		0	0	0	0	0	0	0
WATER		1	1	1	0.0019071	0.0019071	0.16719	0.17321
Etat physique		Liquide	Liquide	Liquide	Liquide	Vapeur	Vapeur	Vapeur
Température	°C	22	38.85	37.064	10	120	929.25	182.21
Pression	bar	4.2	4.15	4.1	14	7.7	7.55	7.32
Flux enthalpique	kW	-1.3638E006	-1.3246E006	-1.3288E006	-13071	-8235.2	-3814.2	-57528
Fraction molaire vapeur		0	0	0	0	1	1	1

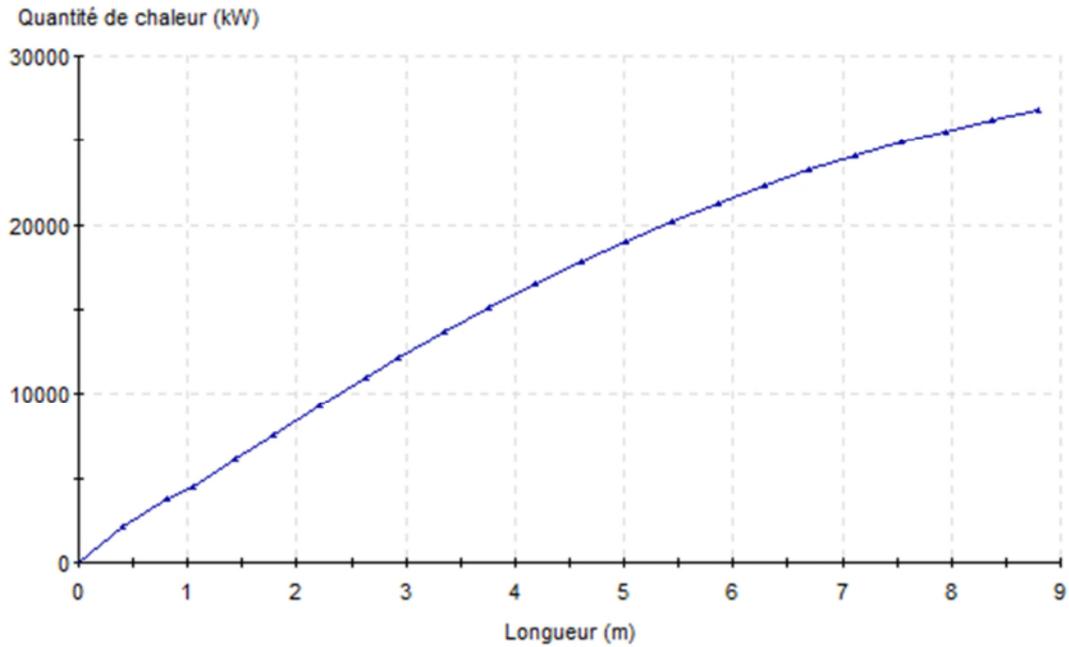
Courants		PG S12	TG S05	TG S07	Water S01	Water S02
De		M103	M102	T101	Eau procédé	Retour cond..
Débit total	t/d	4546.3	3996.5	3996.5	85.32	300.48
Débit total	Nm3/h	1.4624E005	1.3302E005	1.3303E005	4423	15577
Fractions massiques						
AMMONIA		0	0.0005238	0.0003582	0	0
OXYGEN		0.060362	0.032236	0.032236	0	0
NITROGEN		0.84622	0.96263	0.96296	0	0
NITRIC OXIDE		0.027662	0.0004415	4.415E-005	0	0
NITROGEN DIOXIDE		0.046099	0.0001084	7.7507E-005	0	0
NITROGEN TETROXIDE		0.014344	1.7053E-011	6.4367E-010	0	0
NITROUS OXIDE		8.0403E-005	9.1463E-005	9.1463E-005	0	0
NITRIC ACID		0.00059584	3.8482E-007	3.8482E-007	0	0
WATER		0.0046334	0.0039655	0.0042282	1	1
Fractions molaires						
AMMONIA		0	0.00086296	0.00059009	0	0
OXYGEN		0.05477	0.028266	0.028264	0	0
NITROGEN		0.87705	0.96416	0.96441	0	0
NITRIC OXIDE		0.026766	0.00041283	4.128E-005	0	0
NITROGEN DIOXIDE		0.029093	6.6112E-005	4.7266E-005	0	0
NITROGEN TETROXIDE		0.0045262	5.2001E-012	1.9627E-010	0	0
NITROUS OXIDE		5.3039E-005	5.8307E-005	5.8303E-005	0	0
NITRIC ACID		0.00027454	1.7135E-007	1.7134E-007	0	0
WATER		0.0074674	0.006176	0.0065847	1	1
Etat physique		Vapeur	Vapeur	Vapeur	Liquide	Liquide
Température	°C	55.746	270.6	93.521	25	25
Pression	bar	7.24	6.35	1.03	6.5	6.6
Flux enthalpique	kW	4525.1	9460.1	645.52	-15660	-55150
Fraction molaire vapeur		1	1	1	0	0

## 2.2. Performance du procédé

Ce procédé permet de produire 1 002 t/j d'acide nitrique (équivalent 100%) à une teneur massique de 58,1% massique. La teneur en NOx en sortie de la colonne d'oxydo-absorption est de 479 ppmv équivalent NO. Celle en sortie du réacteur de réduction des NOx est de 88 ppmv équivalent NO.

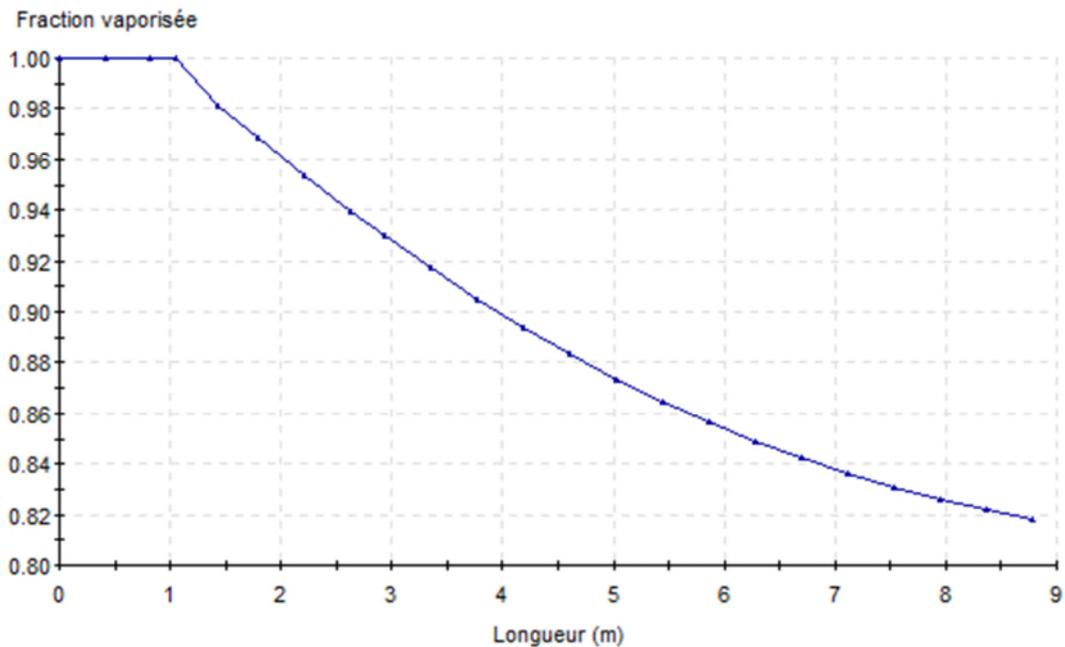
### 2.3. Profils dans le condenseur de vapeurs nitreuses

E107 - Quantité de chaleur échangée



La courbe suivante montre qu'environ 12% de la longueur de l'échangeur ne sont pas utilisés pour l'oxydo-absorption.

E107 - Fraction vaporisée massique

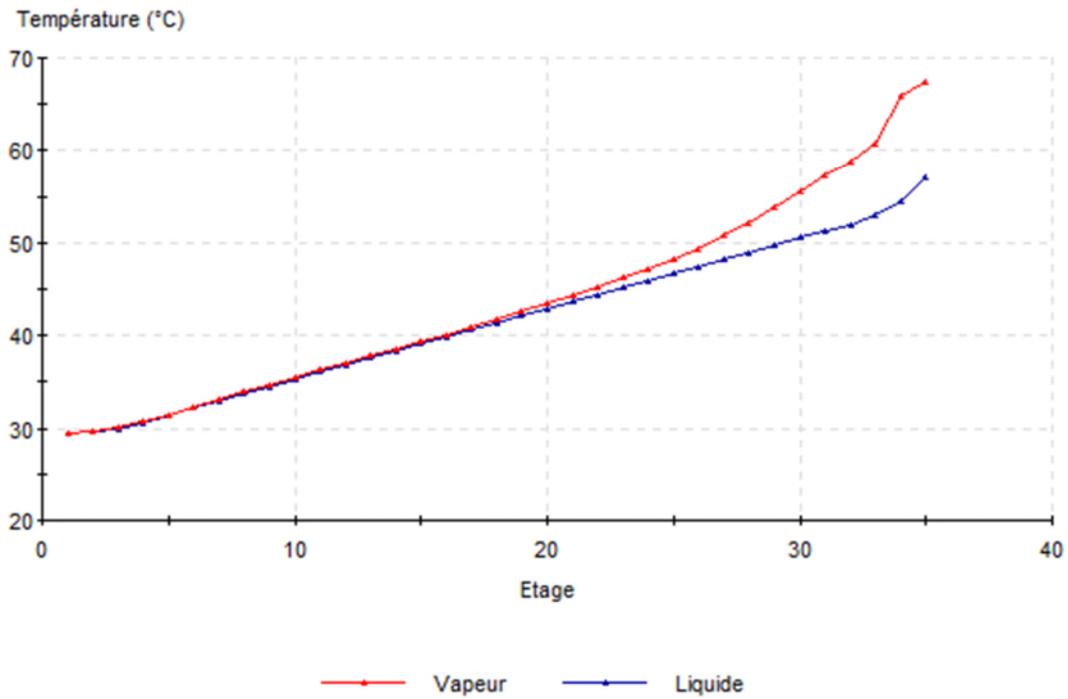


## 2.4. Profils dans les colonnes

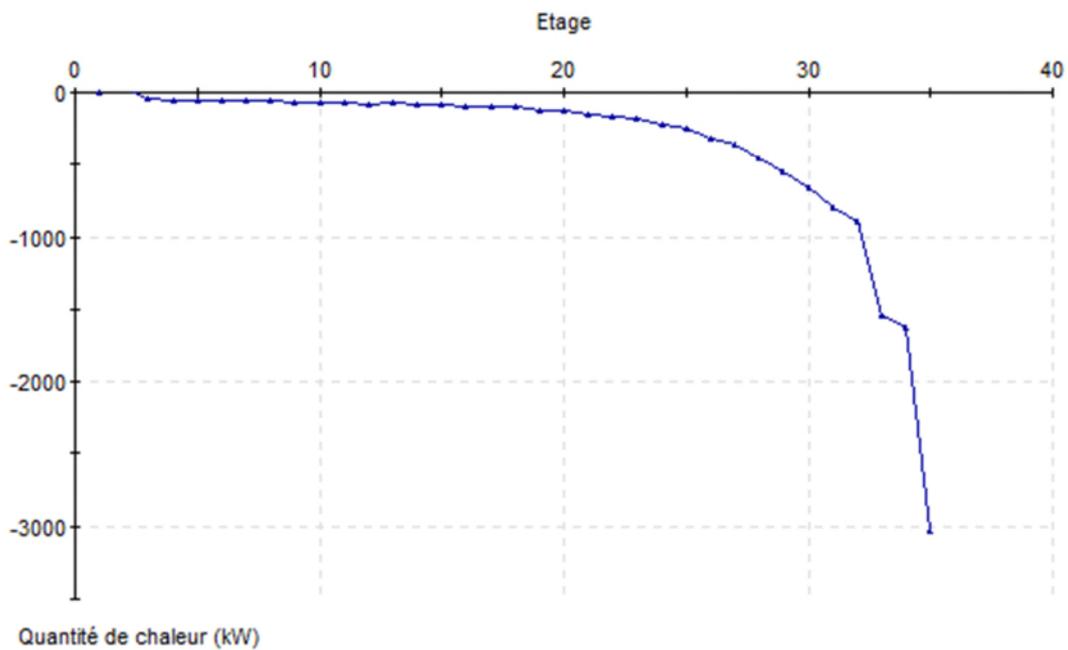
### 2.4.1. C101 colonne d'oxydo-absorption

Les étages des colonnes sont numérotés de haut en bas (plateau 1 : plateau de tête ; plateau 35 : plateau de pied).

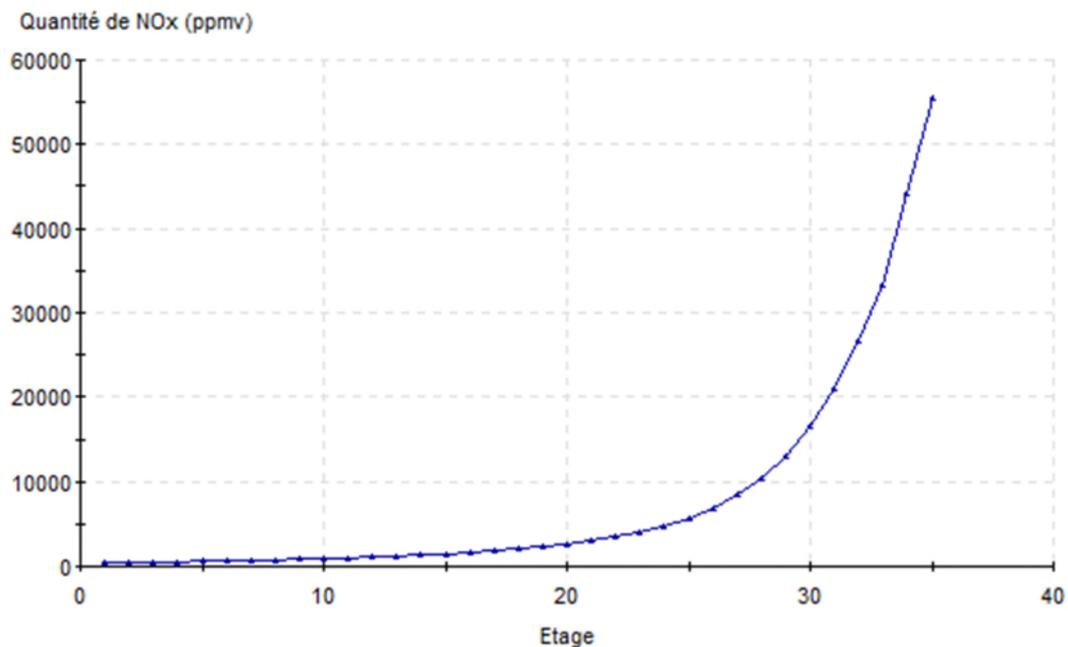
C101 - Températures



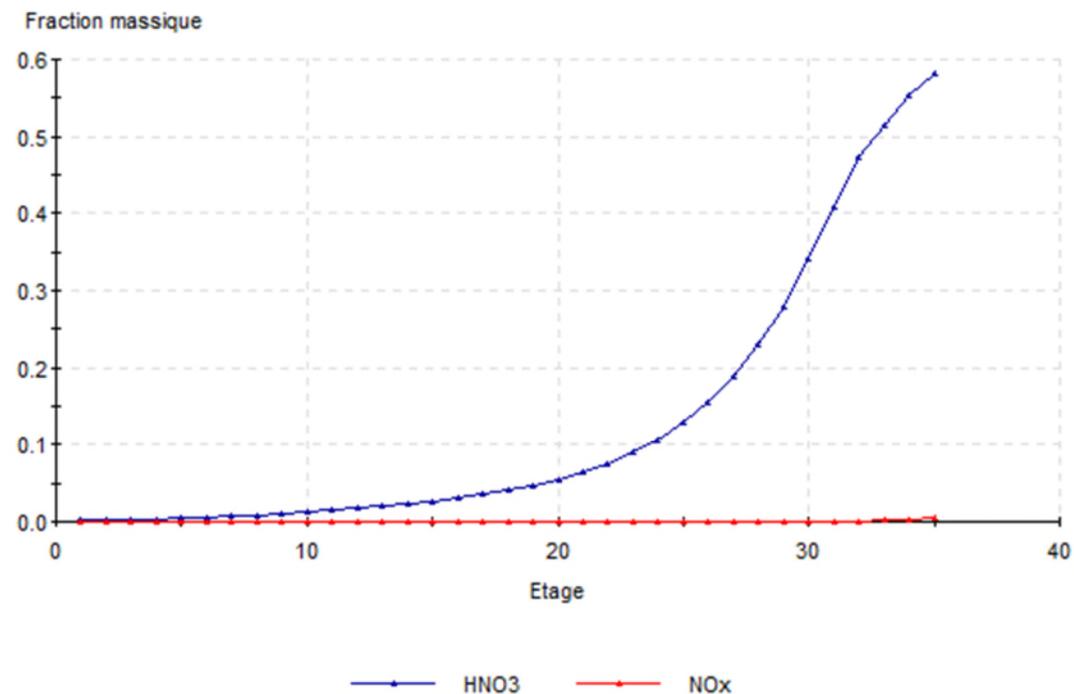
C101 - Quantité de chaleur



### C101 - Quantité de NOx (ppmv)



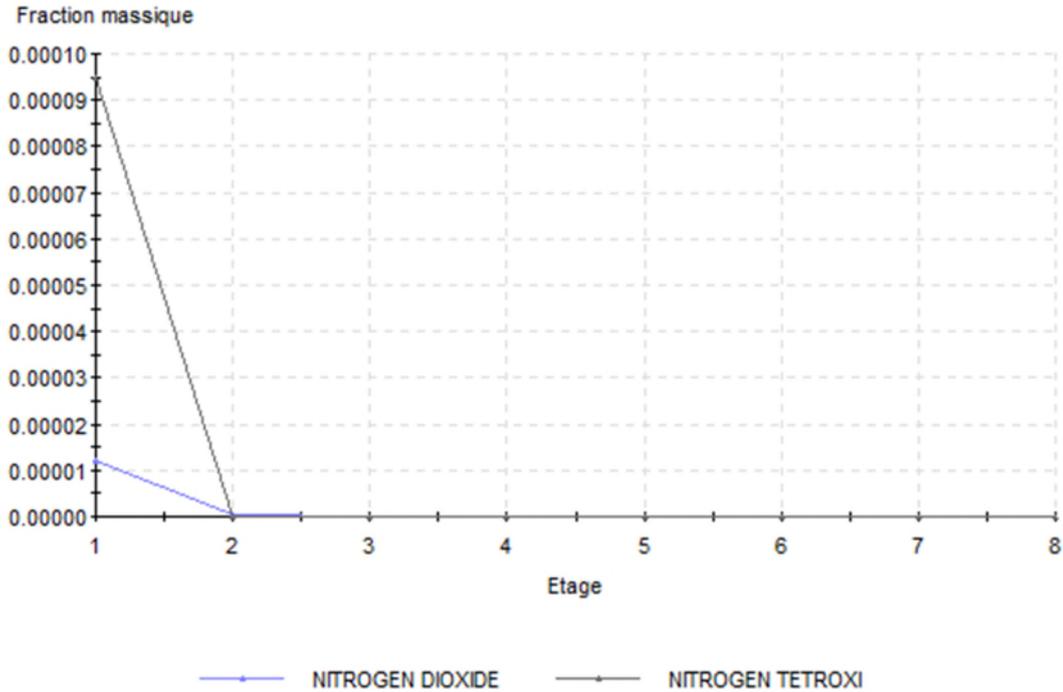
### C101 - Fractions massiques liquide



## 2.4.2. C102 colonne de blanchiment

Les étages des colonnes sont numérotés de haut en bas (plateau 1 : plateau de tête ; plateau 8 : plateau de pied).

### C102 - Fractions massiques liquide



## 3. BIBLIOGRAPHIE

- [BAD96] BADOUAL C., "Acide nitrique", Techniques de l'Ingénieur, J6085 (1996)
- [CLA96] CLARKE S.I., MAZZAFRA W.J., "Nitric Acid", Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology, 4<sup>th</sup> edition, 17, 80-107 (1996)
- [HAA84] HAAR L., GALLAGHER J.S., KELL J. H., "NBS/NRC Steam Tables", Hemisphere Publishing Corporation (1984)
- [JOU81] JOULIA X., "Contribution au développement d'un programme général de simulation. Application à l'analyse du fonctionnement d'un atelier de production d'acide nitrique", Thèse INPT (1981)
- [KOU68] KOUKOLIK M., MAREK J., "Mathematical Model of HNO<sub>3</sub> Oxidation-Absorption Equipment", Proc. Fourth European Symp. on Chem. Reaction Eng. (suppl. Chem. Eng. Sci.), 347-359 (1968)