

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE
UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES



Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie
Département Transport et Equipements des hydrocarbures
Mémoire de fin d'Etudes
En vue de l'obtention du diplôme :

MASTER

Présenté par

Mr. Riadh GOUCEM

Mr. Hocine MEZIANE

Domaine : Sciences et Technologies.

Filière : Hydrocarbures.

Option : Mécanique des Unités Pétrochimiques.

Thème :

**Modélisation numérique de l'hydrodynamique
d'une colonne à plateaux**

Devant le jury :

.....		UMBB	Président
.....		UMBB	Examineur
.....		UMBB	Examineur
Mr. Hicham Ferroudji	MCB	UMBB	Encadrant

Année Universitaire : 2021/2022

Remerciement

Nous remercions en premier lieu Allah le tout puissant de nous avoir accordé la puissance et la volonté pour achever ce travail.

Nous tenons à exprimer tout notre respect et reconnaissance à notre encadreur Mr. Hicham FERROUDJI pour ses efforts, ses conseils, ses remarques et pour le temps qu'il nous a accordé le long de cette période.

Nous tenons ainsi à remercier chaleureusement les ingénieurs du complexe GP2Z, Sonatrach, pour leur soutien, leur aide, leur partage et explication, et leur présence tout le temps malgré leurs obligations professionnelles.

Nous adressons également notre reconnaissance à tout le staff de la compagnie ENGTP, particulièrement les ingénieurs du département Mécanique qui ont fait leur possible pour nous aider au développement de nos compétences techniques lors de notre stage au sein de l'entreprise

Nos vifs remerciements vont aux membres du jury d'avoir accepté d'examiner notre travail.

Nous tenons également à remercier tous nos enseignants du département Transport et équipements des hydrocarbures qui ont fait de leur mieux pour nous assurer une bonne formation en ingénierie pétrolière.

Nous exprimons toute notre gratitude au « SPE University of Boumerdes Student Chapter - Petroleum Club » qui nous a ouvert ses portes depuis nos premiers pas à l'université, aucun mot ne peut expliquer à quel point nous sommes fières d'en faire partie.

Nous tenons à saisir cette occasion pour adresser nos profonds remerciements à nos familles et nos amis qui par leurs encouragements, nous avons pu surmonter tous les obstacles.

Enfin, nous remercions toutes les personnes qui ont participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

Riadh et Hocine

Dédicace

Je dédie se travail à :

Mes chers parents.

Ma chère sœur.

Mon petit frère.

Mon binôme Hocine.

Mes amis d'enfance Badis, Ramzi, Dia, et Aymen.

Mes mentees Oussama, Mohamed, Younes, Syrine, et Ghofrane.

Mes chers copains Yacine, Amine, Amine, Khaireddine, et Tarek.

Mes amis proches, Mentors, et life savers L'Ouss, Didin, et Sami.

L'équipe du GTP Oussama, Walid, Maysa, Raouf, Nissal, Ikram, Younes, et Sofiane.

L'équipe Tiyyaraaat Mezred, Zeid, Kader, Raouf, Azzam, Hocine, Aymen, et Abdessamad.

Ma deuxième famille - tous les membres de SPE UoB SC – Petroleum Club.

Riadh

Je dédie ce travail à :

Mes chers parents qui, sans leur éducation, je n'aurais pas atteint le niveau auquel je suis aujourd'hui, et je n'aurais pas accomplis les ambitions qui étaient hors de ma portée.

Mes deux petits frères Adlane et Amine.

En hommage à mon grand-père Ali.

A toute ma famille MEZIANE et SAADA qui ont toujours été présentes pour moi.

Mon binôme Riadh, pour le frère agréable qu'il était et qu'il restera pour moi.

A mes amis que je considère comme des frères Oussama, Tarek, Abderrahmane, Amine et Bdro.

Mes chers copains Yacine, Amine, Khalil, et mus.

A tous mes amis avec qui j'ai partagé mes meilleurs moments de vie et souvenirs.

L'équipe de GTP Oussama, Walid, Maysa, Raouf, Nissal, Ikram, Younes, et Sofiane.

L'équipe Tiyyaraaat Amira, Zeid, Kader, Raouf, Azzam, Riadh, Aymen, et Abdessamad.

Ma deuxième famille tous les membres de SPE UoB SC – Petroleum Club.

Hocine

Résumé - Dans ce projet, une simulation tridimensionnelle de Computational Fluid Dynamics (CFD) dans un modèle Eulérien pour les plateaux à clapets, perforés et à ondulations est réalisée avec le logiciel ANSYS Fluent pour mieux comprendre leur comportement hydrodynamique, évaluer leur efficacité, et comparer certains paramètres de sortie, ce qui permettrait de trouver le meilleur modèle à utiliser. Pour évaluer l'efficacité, certains paramètres ont été adoptés, tels que l'entraînement, le gradient de la perte de charge, la hauteur du liquide clair, fraction volumique du liquide et la distribution de la vitesse du liquide pour trois plateaux différents ayant des conditions de fonctionnement similaires. En outre, pour vérifier que le modèle numérique est valable, les résultats numériques sont comparés aux résultats obtenus par corrélations expérimentales où un accord satisfaisant est trouvé. Enfin, l'objectif de ce travail est d'étudier et déterminer quel type de plateau est le plus performant en fonction des paramètres étudiés.

Mots clés : Plateau d'une colonne, CFD, Distillation, Hydrodynamiques, Efficacité, Ecoulement Multi-phasique

Abstract — In this project, a three-dimensional Computational Fluid Dynamics (CFD) simulation in an Eulerian framework for Valve, Sieve, and Ripple trays with ANSYS Fluent Software is carried out for better understanding their hydrodynamics, evaluate their efficiency, and compare some output parameters, which would allow to come up with the best model to use. To evaluate the efficiency, some parameters were adopted including entrainment, gradient pressure drop, clear liquid height, liquid holdup, and liquid velocity distribution for three different trays with similar operation conditions. In addition, to verify the correctness of the numerical model, the numerical outputs are compared with results obtained through experimental correlations where a satisfactory agreement is found. Finally, the objective of the work is to study and to determine which plate's type is the best in terms of studied parameters.

Keywords: Column Tray, CFD, Distillation, Hydrodynamics, Efficiency, Multiphase flow

ملخص - في هذا المشروع، يتم تنفيذ محاكاة ثلاثية الأبعاد لديناميكيات الموائع الحسابية لمختلف أنواع الصفائح واللوحات ذات صمامات، المثقبة والتموجة باستخدام برنامج ANSYS Fluent لفهم سلوكها الهيدروديناميكي بشكل أفضل وتقييم كفاءتها ومقارنة بعض مخرجات المحاكات الذي سيساعد في العثور على أفضل نموذج يمكن استخدامه. لتقييم الكفاءة، تم اعتماد بعض المخرجات، مثل تدرج انخفاض الضغط، ارتفاع السائل الصافي، احتباس السوائل وتوزيع سرعة السائل لثلاث لوحات مختلفة لها ظروف تشغيل مماثلة. علاوة على ذلك، للتحقق من صحة المحاكاة، تتم مقارنة نتائج المحاكاة بالنتائج التي تم الحصول عليها من خلال المعادلات التجريبية حيث تم العثور على اتفاق مرضٍ. أخيراً، الهدف من هذا العمل هو دراسة وتحديد أي نوع من الألواح هو الأكثر كفاءة وفقاً للمعايير المدروسة.

كلمات مفتاحية : صفائح عمود التقطير، عملية التقطير، ديناميكيات الموائع الحسابية، علم قوة الموائع، تدفق متعدد المراحل، الفعالية.

Chapitre I: Introduction Générale.....	2
I.1 Introduction	2
I.2 Etat de l'art	2
I.3 Objectif de ce travail.....	5
I.4 Organisation de travail.....	5
Chapitre II: Généralités sur les colonnes de distillation	7
II.1 Introduction.....	7
II.2 La théorie de distillation	7
II.3 Définition de la colonne de distillation.....	7
II.4 Technologie de colonnes de distillation	8
II.5 Types de colonnes de distillation	10
II.5.1 Colonnes à garnissage	10
II.5.2 Colonnes à plateaux	11
II.6 Différents types de plateaux.....	11
II.6.1 Plateaux à calottes (Bubble cap tray).....	12
II.6.2 Plateaux perforés	12
II.6.3 Plateaux à clapets (valve tray)	12
II.7 Écoulements de liquides et de vapeurs dans une colonne à plateaux.....	13
II.8 Les pertes de charge des plateaux [12]	14
II.9 Domaine de fonctionnement des plateaux [12].....	14
II.10 Dimensionnement d'un plateau (corrélations)	16
Chapitre III: Méthodes Numériques	27
III.1 Introduction.....	27
III.2 ANSYS Fluent	27
III.2.1 Algorithme SIMPLE	27
III.2.2 Méthode des volumes finis.....	28
III.3 Computational Fluid Dynamics	30
III.3.1 Conservation de la masse	31
III.3.2 Équations de Navier-stokes	32
III.3.3 Turbulence.....	33

Chapitre IV: Modélisation et simulations des modèles	36
IV.1 Introduction	36
IV.2 Description du modèle CFD	36
IV.3 Modélisation par SolidWorks	37
IV.3.1 Modélisation des plateaux	37
IV.4 Maillage	42
IV.5 Conditions aux limites :	44
IV.5.1 Entrée du liquide	44
IV.5.2 Entrée de gaz	45
IV.5.3 Sorties de liquide et de gaz	45
IV.5.4 Mur et symétrie	47
IV.5.5 Méthodes d'initialisation et de résolution :	47
IV.6 Les étapes de Fluent	49
Chapitre V: Résultats et discussions	55
V.1 Introduction	55
V.2 Comparaison de perte de charge	55
V.3 Entrainement	56
V.4 Gradient de la perte de charge	58
V.5 Hauteur du liquide clair	60
V.6 La rétention moyenne de liquide (Fraction volumique)	62
V.7 Distribution de la vitesse de liquide	64
Conclusion Générale	67
Bibliographie	69
Annexe	71

Figure II-1: Schéma d'une colonne de distillation (à plateaux).	8
Figure II-2: Schéma d'une colonne de distillation	9
Figure II-3 : Schéma explicatif de la partie inferieure d'une colonne.	9
Figure II-4 : Schéma explicatif de la partie de condensation d'une colonne.	10
Figure II-5 : Colonne à garnissage structuré (à droite) Colonne à garnissage en vrac (à gauche).	11
Figure II-6 : Un plateau à soupapes.	12
Figure II-7 : Un plateau perforé.....	12
Figure II-8 : Un plateau à clapets.	13
Figure II-9 : L'écoulement de liquides et de vapeurs dans plateaux perforés.	13
Figure II-10 : Domaine de fonctionnement acceptable pour un plateau.....	15
Figure II-11 : Corrélacion de FAIR.....	17
Figure II-12 : Taux d'entraînement V Facteur de l'écoulement liquide-vapeur F_{LV}	20
Figure II-13 : Le constant K_2 V la hauteur du liquide clair.	21
Figure II-14 : Coefficient d'orifice V pourcentage de surface perforée.	23
Figure II-15 : les pertes de charge de la phase liquide dans un plateau.	24
Figure III-1 : Calculation process of SIMPLE algorithm [13].....	28
Figure III-2 : Le processus de résolution des phénomènes physiques.....	29
Figure III-3 : Débit massique entrant et sortant de l'élément fluide.	32
Figure IV-1. Quelques fonctions utilisées dans la modalisation.	38
Figure IV-2. la conception de plateaux perforés.	38
Figure IV-3. Quelques fonctions utilisées dans la modalisation de plateau à clapets.	39
Figure IV-4. la conception du plateau à clapets.	40
Figure IV-5. Quelques fonctions utilisées dans la modalisation de plateau ondulé.	41
Figure IV-6 la conception de plateau ondulé.	42
Figure IV-7. Maillage de plateau perforés.	43
Figure IV-8. Maillage de plateau ondulé.	43
Figure IV-9. Maillage de plateau à clapets.	44
Figure IV-10. Conditions aux limites du gaz et du liquide.	46
Figure IV-11 Conditions limites de symétrie.	47
Figure IV-12. Fraction du volume d'air en fonction du temps.	48
Figure IV-13 General setup screenshot on ANSYS Fluent.	49
Figure IV-14 Models step screenshot on ANSYS Fluent.	50
Figure IV-15 An example of boundary condition screenshot.	51
Figure IV-16. Simulation running screenshot.	52
Figure IV-17 Results screenshot on ANSYS Fluent.	53
Figure V-1: pressure in CFD simulation screenshot	55
Figure V-2: Un diagramme de comparaison de la perte de charge	56

Liste des figures

Figure V-3: Taux d'entraînement en fonction de la vitesse du liquide pour les trois plateaux.	58
Figure V-4: Gradient de la perte de charge en fonction de la vitesse du liquide pour différents plateaux.....	59
Figure V-5: profils d'écoulement du liquide et du gaz dans le plateau perforé.....	60
Figure V-6: Hauteur du liquide clair en fonction de la vitesse du liquide pour différents plateaux.	61
Figure V-7: Une capture d'écran de la fraction du volume d'eau dans le modèle à clapets à la 2e et à la 20e seconde.	61
Figure V-8: Une capture d'écran de la fraction du volume d'eau dans le modèle ondulé à la 2e et à la 20e seconde.	62
Figure V-9: Une capture d'écran de la fraction du volume d'eau dans le modèle perforé à la 2e et à la 20e seconde	62
Figure V-10: Rétention du liquide en fonction du vitesse liquide pour différents plateaux. ..	63
Figure V-11: Contour de la distribution du flux d'eau sur le plateau perforé.	63
Figure V-12: Contour de la distribution du flux d'eau sur le plateau à clapets.....	64
Figure V-13: contour de la distribution du flux d'eau sur le plateau ondulé.....	64
Figure V-14: vecteur vitesse du liquide dans le plateau à clapets.....	65
Figure V-15: vecteur vitesse du liquide dans le plateau ondulé.....	65
Figure V-16: vecteur vitesse du liquide dans le plateau perforé.	66

Liste des tableaux

Table IV.1 Paramètres de géométrie d'un plateau perforés.....	37
Table IV.2 Paramètres de géométrie d'un plateau à clapets.	39
Table IV.3 Paramètres de géométrie d'un plateau ondulé.	41
Table V.1: La moyenne de la vitesse du liquide dans différents types de plateaux.	57
Table V.2: Surface des perforations et des clapets.	57

U_{sf}	La vitesse [m/s] au niveau de la section de la colonne de la vapeur à l'engorgement.
C	Facteur de capacité [m/s].
ρ_L	Masse volumique d'eau [kg/m ³].
ρ_V	Masse volumique d'air [kg/m ³].
F_{LV}	Le facteur de l'écoulement liquide-vapeur.
L_w	Débit massique de la phase liquide [kg/s].
l_w	Longueur de déversoir [m].
V_w	Débit massique de la phase vapeur [kg/s].
A_N	La section libre.
Q_v	Débit vapeur [m ³ /s].
D	Diamètre de la colonne.
h_s	Perte de charge.
Q_L	Débit liquide [m ³ /s].
A_S	La section.
h_{od}	La hauteur du liquide clair au-dessus du déversoir [cm].
L_d	Longueur du déversoir [m].
u_h	Vitesse de vapeur minimale à travers les perforations [m/s].
k_2	Constant.
d_h	Diamètre des perforations [mm].
h_{ow}	Hauteur du liquide au-dessus du déversoir.
ΔP_t	Perte de charge totale du plateau [Pa].
h_t	Perte de charge totale du plateau [mm liquide].
h_d	La perte de charge à travers un plateau sec.
h_w	Hauteur du déversoir.
h_r	Perte de charge résiduelle.
C_0	Coefficient d'orifice.
A_{area}	Surface des perforation.
h_b	La hauteur du liquide clair dans le déversoir [mm].
h_{dc}	La perte de charge dans la sortie du déversoir [mm].
L_{wd}	Débit du liquide dans le déversoir [kg/m].
A_p	La zone sous le déversoir.
h_{ap}	La hauteur de la sortie du déversoir au-dessus de la base du plateau.
SIMPLE	Semi-Implicit Method for Pressure Linked Equations
CFD	Computational Fluid Dynamics
Ω	Volume de contrôle arbitraire
S	Surface
Φ	Scalaire
V	Vitesse
X	Coefficient de diffusion constant
Q	Sources internes d'intensité
ρ	Densité
u, v, w	Vitesse selon x, y, z
$\rho \frac{Du}{Dt}$	Variation.
$\frac{\partial p}{\partial x}$	Terme convectif.
$div(\mu grad u)$	Terme diffusif.

Nomenclature

S_M	Terme de source
ϑ	Vitesse
ℓ	Longueur
ε	Dissipation visqueuse (epsilon)
μ_t	Viscosité de tourbillon
C_μ	Constant sans dimension qu'est égale 0.09
σ_k	Constant sans dimension qu'est égale 1
σ_ε	Constant sans dimension qu'est égale 1.3
$C_{1\varepsilon}$	Constant sans dimension qu'est égale 1.44
$C_{2\varepsilon}$	Constant sans dimension qu'est égale 1.92
$U_{L,in}$	Vitesse de liquide à l'entrée
$U_{G,in}$	Vitesse de gaz à l'entrée.
N_h	Nombre des perforations/clapets.
A_{hole}	Surface des perforations/Ondulé.
N_h	Nombre des perforations/Clapets.
$A_{lateral\ surface}$	Surface des clapets.

INTRODUCTION GENERALE

Chapitre I: Introduction Générale

I.1 Introduction

Les produits pétroliers, dont l'Algérie est l'un des leaders producteurs exportateurs dans le monde, est constitué comme l'une des priorités des plans de développement et de la politique énergétique de l'Algérie.

Vu la demande des hydrocarbures sur le marché national et international qui ne cesse de s'accroître et vu le développement de l'industrie, chaque pays développe ses propres moyens pour la mise en place d'un plan de développement afin de prévoir des augmentations substantielles de production. Dans ce cadre, l'Algérie dispose déjà d'importantes installations de production, de transport et de séparation des hydrocarbures permettant leur valorisation et leur commercialisation aussi bien sur le marché local qu'international. Mais, Il serait toujours indispensable d'opter pour une exploitation maximale de cette capacité installée, à des limites tolérables, ce qui sera bénéfique sur le plan économique (coût /revenu) et sur la gestion de la production (flexibilité et entretien). Ceci nous a amené à effectuer une étude dans ce contexte.

Parmi les équipements les plus importants dans les installations de production, les colonnes de distillation dans le but d'assurer la séparation des constituants d'un mélange liquide à des fractions d'une pureté désirée. Cette opération de génie des procédés est caractérisée par des transferts de matière et de chaleur entre une phase liquide et une phase vapeur.

A partir de tout ce qui a été exposé précédemment nous avons décidé d'étudier les colonnes de distillation, des simulations numériques du comportement d'un écoulement liquide/gaz sur des différents types de plateaux ont été réalisées, les calculs sont effectués à l'aide du logiciel ANSYS Fluent 18.0. Dans le dessein d'établir une comparaison entre trois types de plateaux utilisés dans la présente étude en comparant les performances de chacun des plateaux.

I.2 Etat de l'art

Depuis de nombreuses années, la distillation est utilisée comme méthode de séparation. A été reconnue au fil du temps comme le meilleur choix et un moyen efficace de séparation du pétrole brut et d'un mélange liquide multi produits en divers produits purs (deux ou plus) ayant des points d'ébullition différents, en privilégiant la séparation du pétrole brut et du mélange liquide multi produits en produits purs (deux ou plus) qui ont des points d'ébullition différents, en chauffant préférentiellement le mélange les composants les plus volatils se détachent du liquide.

Aujourd'hui encore, elle est considérée comme la technologie de séparation la plus couramment appliquée, malgré son coût énergétique élevé. Cette excellence peut être considérée sous deux angles différents. Le fait de ne pas utiliser de solvant dans le processus de séparation et donc de ne pas avoir besoin de le séparer est le premier et le principal avantage. Quand le deuxième, se trouve dans la plus grande efficacité thermodynamique de ce système [1].

Ces dernières années, de nombreux efforts et travaux ont été menés concernant l'étude et la modélisation numérique de l'hydrodynamique des colonnes à plateaux.

Les industriels et les chercheurs ont fait des efforts considérables pour améliorer les caractéristiques des plateaux afin d'augmenter l'efficacité de la séparation et de trouver une meilleure solution à ses problèmes tels que le pleurage et l'engorgement. Pour cette raison, plusieurs expériences sur différents types de plateaux ont été réalisées. Les plateaux à clapets sont connus pour être le type de plateau le plus utilisé dans les industries de transformation, bien que quelques articles aient été publiés à ce sujet [2]. Les premiers travaux sur les plateaux à clapets ont été réalisés par **Scheffe et Weiland (1987)**, qui ont réalisé une expérience pour rapporter les coefficients de transfert de masse côté gaz et côté liquide et les surfaces d'interface effectives pour ce type [3]. **Brahem et al (2013)** ont réalisé une étude hydrodynamique expérimentale de plateaux à clapets, où les paramètres de perte de charge du plateau, la perte de charge des clapets, la hauteur du liquide clair, la retenue moyenne du liquide et la hauteur moyenne de l'émulsion sur le plateau ont été déterminés [4].

Dans l'étude de **Gang Li et al (2009)**, un modèle de Computational Fluid Dynamics (CFD) a été développé pour l'hydrodynamique des plateaux à clapets, et une nouvelle corrélation de la rétention de liquide du plateau à clapets complètement ouvert a été développée sur la base de la hauteur expérimentale du liquide clair [5]. Un modèle de CFD a été mis au point pour l'hydrodynamique des plateaux à clapets et une nouvelle corrélation de la rétention de liquide d'un plateau à clapets complètement ouvert a été élaborée sur la base des résultats expérimentaux de la hauteur du liquide clair par **S. Jiang et al (2012)** [6].

Un autre type qui est également largement utilisé dans les colonnes est les plateaux perforés, en raison de sa simplicité, son faible coût de construction et de sa faible perte de charge. Dans les premières études, la plupart des travaux ont porté sur son hydrodynamique, car l'acquisition de connaissances dans ce domaine est nécessaire pour prédire l'efficacité de la séparation et la performance globale du plateau [7].

Lopez et Castells (1999) par leur travail ont étudié expérimentalement l'effet de la géométrie des plateaux et de la composition liquides des plateaux sur l'efficacité des plateaux. Ils ont constaté que le diamètre des trous a un effet important sur l'efficacité des plateaux, les plateaux

à petits trous étant plus efficaces que les plateaux à grands trous. En outre, la composition du liquide est un paramètre important qui doit être pris en compte [8].

Aujourd'hui, les chercheurs s'intéressent de plus en plus à l'utilisation de la modélisation CFD, qui présente de nombreux avantages par rapport aux méthodes expérimentales, en tant qu'outil puissant pour la conception des plateaux et le comportement de l'écoulement. L'utilisation de la CFD permet de réduire les coûts, d'augmenter la vitesse et de stimuler les conditions réelles et idéales [1]. De nombreuses études ont été réalisées à ce sujet, **Gesit et al (2003)** ont réalisé une utilisation d'un modèle CFD pour prédire les schémas d'écoulement et l'hydraulique d'un plateau perforé à l'échelle commerciale (échelle réel). Les résultats de la simulation ont prouvé que la CFD peut être utilisée comme un outil précieux dans la conception et l'analyse des plateaux [9]. **Ling Wang et al (2004)** ont présenté la simulation CFD de l'écoulement liquide tridimensionnel et du transfert de masse sur les plateaux d'une colonne de distillation. Ils ont illustré les distributions de concentration et de vitesse sur tous les plateaux d'une colonne de distillation à 10 plateaux dans des conditions de reflux total, et ont démontré que l'application de la CFD comme outil pour la conception théorique de la distillation et l'analyse des performances est faisable et fiable [10]. **R. Rahimi et al (2012)** ont fait un modèle CFD tridimensionnel à deux phases pour prédire l'efficacité, l'hydraulique et le transfert de masse des plateaux perforés. Les résultats de la simulation ont montré que le plateau avec moins de trous de diamètre serait plus efficace et donnerait un mélange plus uniforme de la phase liquide [11].

Dans les recherches de **Gang Li et al (2009)** le modèle CFD a été utilisé pour obtenir le liquide clair et la hauteur du déversoir dans un plateau à clapets. Les résultats obtenus étaient en bon accord avec les résultats expérimentaux, ce qui prouve que la CFD est un outil précieux pour la conception de plateaux industriels [5].

Récemment, **T. Zarei et al (2017)** ont effectué des recherches expérimentales sur les résultats de : la hauteur du liquide clair, la hauteur de la mousse, la rétention moyenne de liquide, dry perte de charge, les pertes de charges totales, du pleurage et de l'entraînement, puis a effectué une simulation CFD pour un plateau à clapets. Les résultats obtenus correspondent étroitement aux données expérimentales, il est donc préférable d'utiliser conjointement la simulation expérimentale et la simulation CFD comme outil de prédiction et de conception pour les plateaux industriels [2].

I.3 Objectif de ce travail

Le travail que nous avons réalisé dans le cadre de l'obtention d'un diplôme de Master, est une contribution à l'étude hydrodynamique des colonnes à plateaux, ces équipements indispensables au fonctionnement de l'industrie pétrolière. Plusieurs modèles CFD seront introduits pour étudier l'efficacité des plateaux (des plateaux perforés, plateaux à clapets...). Afin d'effectuer une comparaison entre eux et choisir le meilleur modèle pour notre industrie.

I.4 Organisation de travail

Afin d'atteindre notre objectif nous avons établi un plan de travail qui s'articule autour des cinq chapitres suivants :

Le premier chapitre est consacré à une introduction générale, contenant une introduction sur notre industrie et notre domaine d'étude dans cette mémoire-là.

Le deuxième chapitre, intitulé généralités sur les colonnes de distillation, explique ce dernier et leurs technologies et les différents types de plateaux utilisés dans l'industrie pétrolière.

Le troisième chapitre est consacré à présenter la méthode CFD, la méthode des volumes finis (MVF) et l'algorithme de SIMPLE, ainsi que logicielle ANSYS Fluent.

Le quatrième chapitre concerne la description du modèle CFD, une modélisation de la conception des plateaux par SolidWorks, mise en place le maillage et les conditions aux limites, ainsi que la méthode d'initialisation et de résolution.

Dans le cinquième et le dernier chapitre, l'illustration des résultats obtenue par la simulation et l'interprétation de ses résultats a été fait, ainsi que la comparaison entre les trois types de plateaux et la comparaison entre les résultats obtenus par les corrélations et la simulation CFD pour les plateaux perforés

***GENERALITES SUR LE COLONNES DE
DISTILATIONS***

Chapitre II: Généralités sur les colonnes de distillation

II.1 Introduction

Ce chapitre présente des généralités sur les colonnes de distillations (définition, types, classifications, ...), l'écoulement dans les plateaux ainsi que les domaines de fonctionnement des plateaux et les corrélations de dimensionnement des plateaux perforés.

II.2 La théorie de distillation

La distillation est une opération unitaire qui permet de séparer les composantes d'un mélange des hydrocarbures par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases qui circulent à contre-courant dans un appareil appelé colonne de distillation. Elle est basée sur la différence entre la volatilité entre ces constituants. C'est une des opérations de séparation les plus utilisées en chimie et en pétrochimie [12].

II.3 Définition de la colonne de distillation

Une colonne est un dispositif de séparation cylindrique vertical qui utilise la différence de volatilité des différents composants d'un mélange pour les séparer.

Cet équipement est constitué d'une série de plateaux ou de garnissages, dont le rôle consiste à mettre en contact une phase vapeur et une phase liquide de manière à effectuer une séparation des constituants présents dans la charge. Cette séparation se fait grâce à un transfert de matière dont la force motrice dépend d'une part des différences de concentration et d'autre part des équilibres liquide-vapeur intervenant entre ces deux phases.

En plus de la colonne et de ses internes, deux échangeurs de chaleur sont utilisés pour évacuer l'énergie nécessaire à la séparation : un rebouilleur situé en bas de la colonne où le mélange est chauffé jusqu'à ébullition et un condenseur situé en haut de la colonne, qui liquéfie la vapeur pour remettre le produit purifié sous forme liquide (Figure II-1).

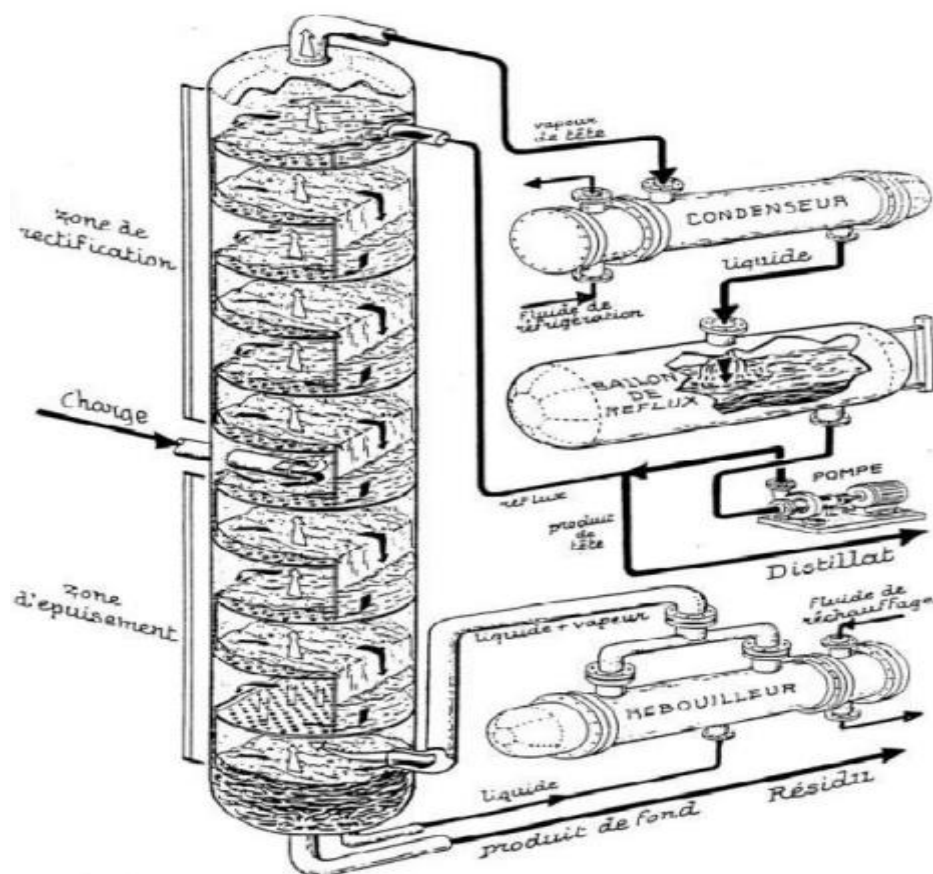


Figure II-1: Schéma d'une colonne de distillation (à plateaux).

II.4 Technologie de colonnes de distillation

Le mélange liquide à traiter est appelé charge et est introduit, en principe vers le milieu de la colonne, dans un plateau appelé plateau d'alimentation. Le plateau d'alimentation divise la colonne en une section supérieure (enrichissement ou rectification) et une section inférieure (stripping). L'alimentation descend dans la colonne et est recueillie en bas dans le rebouilleur (Figure II-2).

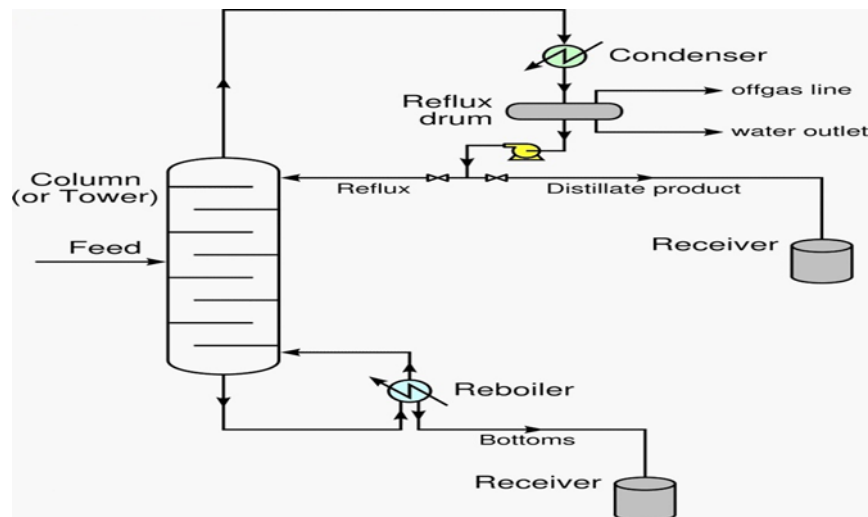


Figure II-2: Schéma d'une colonne de distillation

La chaleur est fournie par le rebouilleur pour générer de la vapeur. Dans les raffineries, la source de chaleur peut être les flux sortants d'autres colonnes. La vapeur sortante du rebouilleur est réintroduite dans l'unité en bas de la colonne. La phase liquide retirée en bas de la colonne est appelée le produit de fond (Figure II-3).

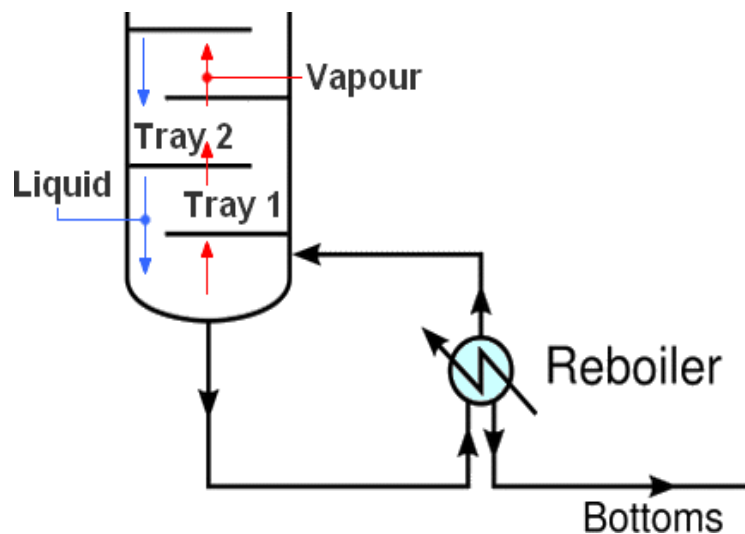


Figure II-3 : Schéma explicatif de la partie inférieure d'une colonne.

La vapeur monte dans la colonne est refroidie par un condenseur lorsqu'elle sort par le haut de la colonne. Le liquide condensé est ensuite stocké dans un récipient de confinement appelé tambour à reflux. Une partie de ce liquide est recyclée en haut de la colonne, c'est le reflux. Le liquide condensé qui est retiré du système est appelé distillat ou produit de tête (Figure II-4).

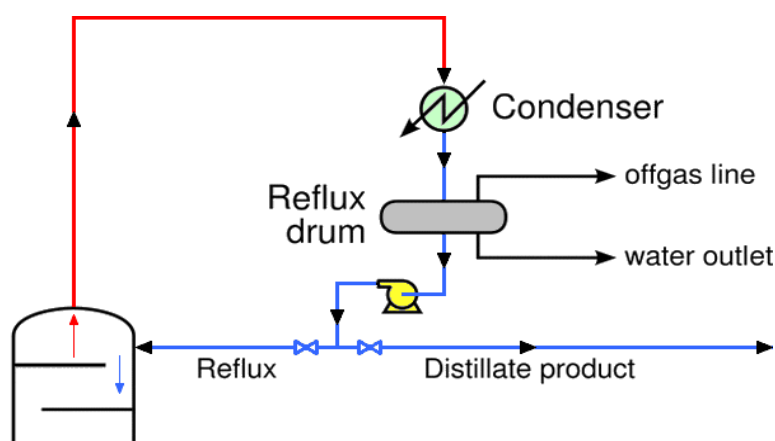


Figure II-4 : Schéma explicatif de la partie de condensation d'une colonne.

II.5 Types de colonnes de distillation

Il existe de nombreux types de colonnes de distillation destinées à effectuer des séparations spécifiques, et chaque conception se caractérise par sa propre complexité. Chaque plateau dans une colonne de distillation doit fournir la mise en contact entre la vapeur et le liquide. Les plateaux diffèrent les uns des autres dans leur façon de créer cette mise en contact. Dans l'industrie il existe plusieurs types :

II.5.1 Colonnes à garnissage

Le terme "garnissage structuré" fait référence à une gamme de matériaux spécialement conçus pour être utilisés dans les colonnes d'absorption et de distillation. Les garnissages structurés sont généralement constitués de fines plaques métalliques ondulées ou de gazes disposées de telle sorte qu'elles obligent les fluides à emprunter des chemins compliqués dans la colonne, créant ainsi une grande surface de contact entre les différentes phases.

La garniture structurée (Figure II-5) est formée de feuilles ondulées de métal gaufré perforé ou de toile métallique. Le résultat est une structure en nid d'abeille très ouverte avec des canaux d'écoulement inclinés donnant une surface relativement élevée mais avec une très faible résistance au flux de gaz.

Les améliorations de surface ont été choisies pour maximiser l'étalement du liquide. Ces caractéristiques tendent à montrer des avantages de performance significatifs dans les applications à basse pression et à faible taux d'irrigation.

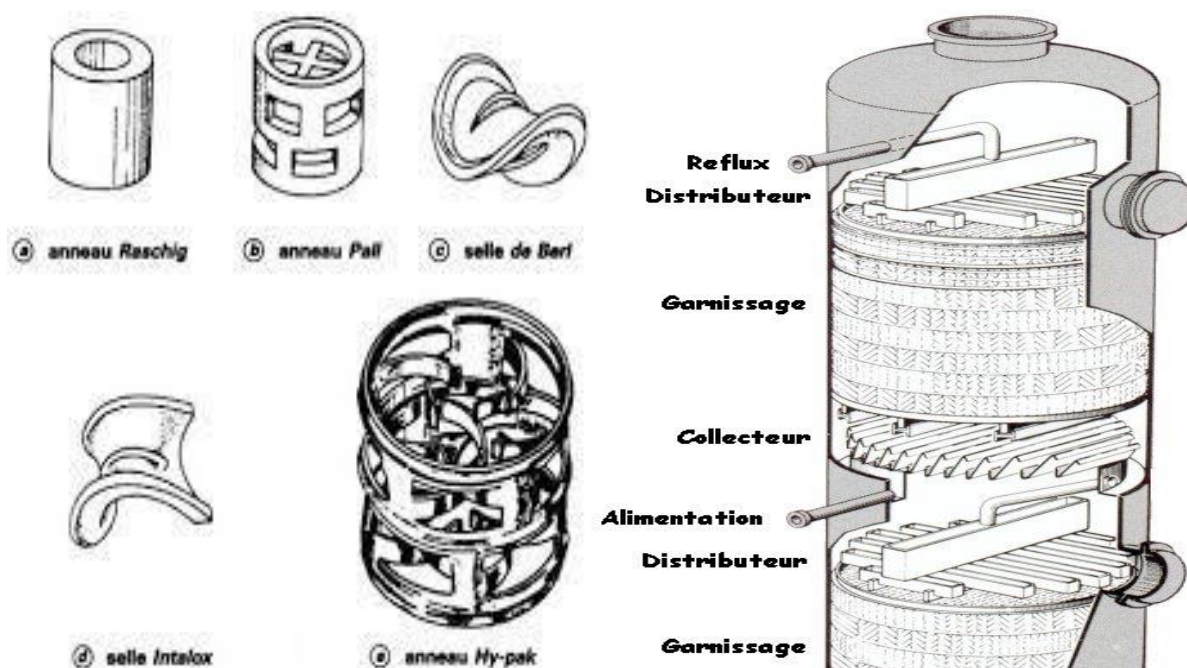


Figure II-5 : Colonne à garnissage structuré (à droite) Colonne à garnissage en vrac (à gauche).

II.5.2 Colonnes à plateaux

Les colonnes à plateaux sont très utilisées dans le procédé de distillation et d'absorption. Elles servent à réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide, de façon à amener celles-ci le plus près possible de l'état d'équilibre. Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact direct entre ces deux phases circulant à contre-courant. Où des plateaux de différentes conceptions sont utilisés pour retenir le liquide afin d'assurer un meilleur contact entre la vapeur et le liquide, d'où une meilleure séparation.

II.6 Différents types de plateaux

Les plateaux d'une colonne ont pour objectif de mettre en contact le liquide, qui descend par gravité, avec la vapeur qui monte. Ils comportent :

- Une aire active percée de perforations, éventuellement équipés de clapets ou de cloches
- D'un barrage permettant de retenir sur le plateau une certaine épaisseur de liquide
- D'un déversoir permettant d'amener le liquide du plateau considéré vers le plateau inférieur
- Ces deux derniers étant remplacés par des tubes déversoirs pour des petites colonnes.

On distingue plusieurs types de plateaux :

II.6.1 Plateaux à calottes (Bubble cap tray)

Un plateau à chapeau de bulles (Figure II-6) comporte une colonne montante ou une cheminée installée au-dessus de chaque trou, et un chapeau qui recouvre la colonne montante. Le couvercle est monté de manière à ce qu'il y ait un espace entre la colonne montante et le couvercle pour permettre à la vapeur de passer. La vapeur monte par la cheminée et est dirigée vers le bas à travers le capuchon, pour finalement se décharger par les fentes du capuchon, et finalement bouillonner dans le liquide sur le plateau.



Figure II-6 : Un plateau à soupapes.

II.6.2 Plateaux perforés

Les plateaux perforés (Figure II-7) sont simplement des plaques métalliques percées de trous. La vapeur passe directement vers le haut à travers le liquide sur la plaque. La disposition, le nombre et la taille des trous sont des paramètres de conception.

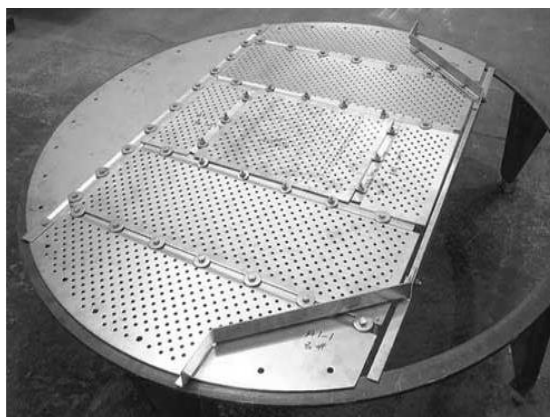


Figure II-7 : Un plateau perforé.

II.6.3 Plateaux à clapets (valve tray)

Dans les plateaux à clapets « valve trays » (Figure II-8) les perforations sont couvertes par des bouchons soulevables. La vapeur s'écoule en soulevant les bouchons, créant ainsi une zone

d'écoulement pour le passage de la vapeur. Le bouchon qui se soulève dirige la vapeur vers le liquide de manière horizontale, ce qui permet un meilleur mélange dans les plateaux.



Figure II-8 : Un plateau à clapets.

II.7 Écoulements de liquides et de vapeurs dans une colonne à plateaux

La Figure II-9 montre la direction du flux de vapeur et de liquide sur un plateau et dans une colonne.

Chaque plateau a deux conduits, un de chaque côté, appelé Downcomer. Le liquide tombe par gravité d'un plateau à l'autre par l'intermédiaire des Downcomers.

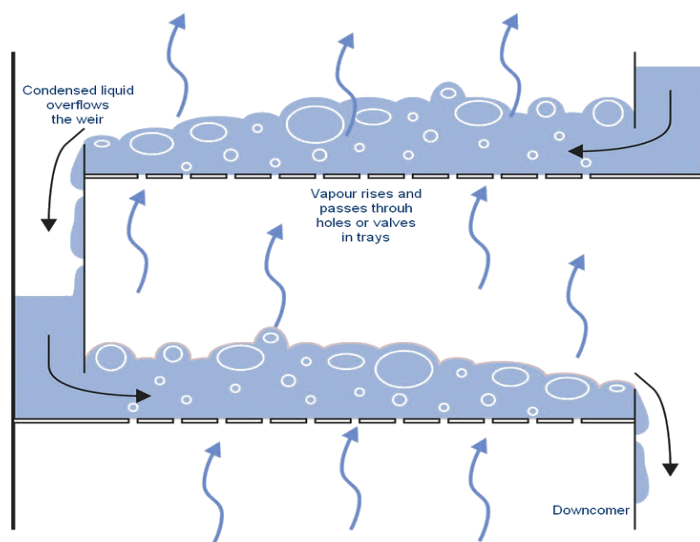


Figure II-9 : L'écoulement de liquides et de vapeurs dans plateaux perforés.

Un déversoir sur le plateau garantit qu'il y a toujours un peu de liquide (hold up) sur le plateau et est conçu de manière à ce que la rétention soit à une hauteur appropriée, par exemple de manière à ce que les capsules de bulles soient recouvertes de liquide.

Étant plus légère, la vapeur s'écoule vers le haut de la colonne et est forcée de passer à travers le liquide, via les ouvertures sur chaque plateau. La surface autorisée pour le passage de la vapeur sur chaque plateau est appelée la surface active du plateau (active tray area).

II.8 Les pertes de charge des plateaux [12]

Les plateaux génèrent différentes pertes de charge, côté vapeur et côté liquide :

- Perte de charge due à la traversée des plateaux par la vapeur. Elle est fonction du débit ou des vitesses vapeur, et de la hauteur de liquide retenue sur les plateaux. Cette perte de charge est souvent mesurée sur l'ensemble de la colonne, et utilisée comme paramètre pour contrôler les conditions opératoires.
- Perte de charge du liquide circulant dans et sous le déversoir.

II.9 Domaine de fonctionnement des plateaux [12]

Pour qu'un plateau fonctionne dans les bonnes conditions, il est nécessaire de maîtriser deux paramètres, à savoir : la vitesse de la phase vapeur et le débit liquide (ou plus exactement le débit par unité de longueur du barrage de sortie). De mauvais choix peuvent provoquer des dysfonctionnements de type hydraulique, qui vont nuire à la performance, on distingue :

a. L'engorgement (flooding)

Qui intervient aussi bien pour la vapeur que pour le liquide :

○ Le soufflage (blowing)

Se produit pour des débits vapeur trop élevés par rapport au trafic liquide. Il y a formation d'un brouillard finement dispersé au-dessus de la zone de contact. Cette situation conduit à un mauvais transfert liquide-vapeur, avec formation de mousse et de fines gouttelettes entraînées vers les plateaux supérieurs.

○ L'engorgement par entraînement (jet flooding)

L'accroissement simultané des débits liquide et vapeur, situation courante lorsque l'on recherche une capacité maximale, se rapproche du phénomène précédent. L'entraînement liquide vers le plateau supérieur augmente alors en raison de l'accroissement de la hauteur liquide sur le plateau, ce qui réduit la hauteur de désengagement de la vapeur. Le fonctionnement devient instable.

- **L'engorgement par charge liquide excessive**

Le débit de liquide aéré provenant de l'aire active et alimentant le déversoir est trop important, ce qui provoque un débordement. Ce phénomène peut être dû à un mauvais désengagement de la vapeur (système moussant ou aire du déversoir trop faible), une perte de charge excessive sur la vapeur, un jeu sous le déversoir trop faible, un espacement entre plateau insuffisant.

b. Le pleurage (weeping) :

Les plateaux perforés ou à clapets sont, par nature, non étanches ; il existe donc toujours une légère fuite de liquide, qui reste acceptable et ne perturbe pas trop l'efficacité. Toutefois, en deçà d'un certain débit de vapeur, la poussée hydrostatique n'étant plus suffisante, le liquide s'écoule au travers des orifices. Cette fuite, ou pleurage, est extrêmement néfaste en raison du mélangeage qu'elle crée. Il est possible de tracer sur une figure (Figure II-10) les limites de fonctionnement satisfaisant d'un plateau. Cette zone délimite son domaine de stabilité, c'est-à-dire les conditions extrêmes de débit entre lesquelles le fonctionnement est acceptable.

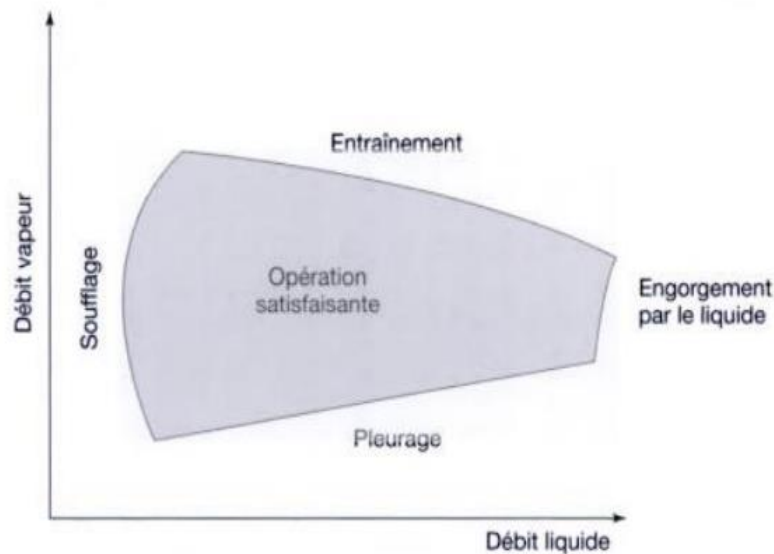


Figure II-10 : Domaine de fonctionnement acceptable pour un plateau.

Afin d'illustrer ces définitions, examinons quel serait le comportement d'un plateau dans différentes situations s'écartant des fourchettes débits liquide et vapeur pour lesquelles il a été dimensionné :

- **Débit vapeur plus élevé**

La vitesse d'éjection au travers des orifices de l'aire active augmente et peut entraîner des phénomènes variés tels que le soufflage, un accroissement de la hauteur de liquide sur les plateaux provoquant l'engorgement et/ou un accroissement de la perte de charge pouvant induire la saturation des déversoirs. En tout état de cause il s'en suivra un entraînement excessif de liquide vers les plateaux supérieurs, provoquant une baisse d'efficacité.

- **Débit liquide plus élevé**

Un débit liquide plus élevé peut causer un engorgement des déversoirs par désengagement insuffisant et, si le débit vapeur est faible, un pleurage excessif lié à l'augmentation de la charge statique liquide sur les plateaux. Par ailleurs, il peut en résulter une mauvaise répartition liquide sur l'aire active des plateaux, induisant là aussi une perte d'efficacité.

- **Débit vapeur plus faible**

Un débit vapeur trop faible peut conduire au phénomène de pleurage et une perte d'efficacité liée à un contact gaz-liquide moins efficace.

- **Débit liquide plus faible**

Un débit liquide trop faible peut induire le soufflage de ce liquide si le débit vapeur est trop élevé, ou le passage éventuel de vapeur par les déversoirs, et là encore une perte d'efficacité.

II.10 Dimensionnement d'un plateau (corrélations)

- **La vitesse de la vapeur dans la section libre**

Entre deux plateaux ne dépasse pas une certaine valeur limite. Les équations utilisées pour déterminer cette vitesse tient compte du comportement du plateau d'un point de vue entraînement, on utilise la corrélation :

$$U_{sf} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

U_{sf} : est la vitesse (m/s) au niveau de la section de la colonne de la vapeur à l'engorgement

C : autrement dit (K_1), facteur de capacité (m/s)

Pour déterminer ce facteur on utilise la corrélation de FAIR, qui tient en compte les conditions d'engorgement dû à l'entraînement.

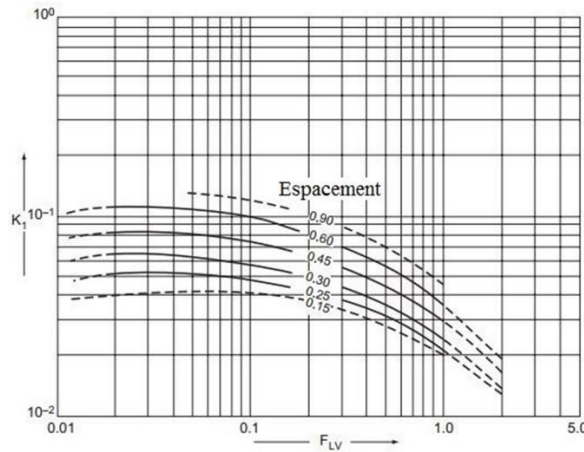


Figure II-11 : Corrélation de FAIR.

Le facteur de l'écoulement liquide-vapeur F_{LV} de la Figure II-11 donne par :

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

L_w : débit massique de la phase liquide kg/s

V_w : débit massique de la phase vapeur kg/s

- **Diamètre de la colonne**

Pour déterminer le diamètre de la colonne, on se place généralement à 80% de l'engorgement, c'est-à-dire à une vitesse égale à 0.8 vitesse U_{sf} .

Cette valeur permet de déterminer la surface de la section libre A_N pour le passage de la vapeur c'est-à-dire la section droite de la colonne moins la surface occupée par les déversoirs

En admettant en première approximation que les goulottes de descente occupent 15% de la section totale de la colonne, il vient :

$$A_N = 0.85 \frac{\pi D^2}{4} = \frac{Q_v}{0.8 U_{sf}}$$

- **Distance entre 2 plateaux (espacement)**

En général, la distance entre 2 plateaux est choisie en fonction du diamètre de la colonne.

- **Section des descentes**

Le liquide qui quitte le déversoir aval et tombe dans les descentes n'est pas un liquide clair ; il entraîne avec lui de fines bulles de vapeur et peut présenter une tendance au moussage. Il faut donc accorder aux descentes un volume tel que le temps de résidence du liquide soit suffisant pour que le dégazage puisse s'effectuer.

Généralement il est recommandé de choisir une section des descentes qui soit supérieure à 8% de la section totale de la colonne.

Au bas de la goutte de descente, le liquide doit rejoindre le plateau inférieur en s'écoulant horizontalement à travers une section A_s où il subit une perte de charge h_s :

$$h_s = 16.5 \left(\frac{Q_L}{A_s} \right)^2$$

La vitesse linéaire dans cette zone est de l'ordre 0,5 m/s. La section de passage à la base des goulottes est généralement comprise entre 1/2 et 1/3 de la section droite de cette goutte (déversoir).

- **Barrages (Déversoirs)**

$$h_{od} = 66.4 \left(\frac{Q_L}{L_d} \right)^{\frac{2}{3}}$$

h_{od} : la hauteur du liquide clair au-dessus du déversoir [cm]

Q_L : débit liquide [m^3/s]

L_d : longueur du déversoir [m]

Pour des déversoirs circulaires de diamètre dd en cm, la hauteur de liquide se calcule à l'aide de la relation suivante :

$$h_{od} = 876 \left(\frac{Q_L}{L_d} \right)^{0.704}$$

La longueur des déversoirs se calcule à partir de la section des descentes et du nombre de passes retenu pour le plateau. En effet, le débit de liquide par unité de longueur (Q_L/L_d) devant être compris entre 0,0174 et 0,0323 [$m^3/s\cdot m$],

Le nombre de passes doit être choisi de manière à respecter cette contrainte.

- **Entrainement**

Quel que soit le régime de fonctionnement du plateau (bulles, jets, émulsion, écume ou mousse) il y a toujours la formation de gouttelettes (plus ou moins grosses) de liquide entraîné par la vapeur. L'accroissement du débit vapeur entraîne généralement ce phénomène.

Pour estimer le taux d'entraînement, on utilise la corrélation d FAIR :

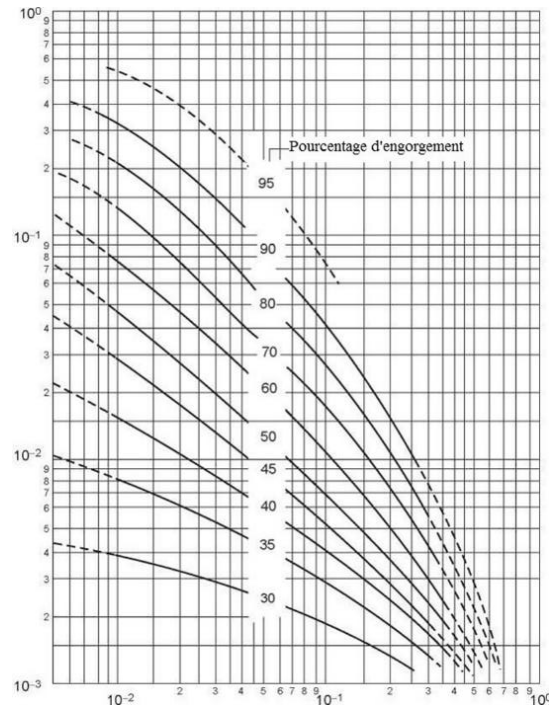


Figure II-12 : Taux d'entraînement V Facteur de l'écoulement liquide-vapeur F_{LV} .

- **Pleurage**

La limite inférieure de l'intervalle de fonctionnement se produit lorsque la fuite de liquide à travers les perforations du plateau devient excessive. C'est ce qu'on appelle le point de pleurage. La vitesse de la vapeur au point de pleurage est la valeur minimale pour un fonctionnement stable. L'aire des perforations doit être choisie de manière à ce qu'au taux de fonctionnement le plus bas, la vitesse d'écoulement de la vapeur soit encore bien supérieure au point de pleurage.

La vitesse minimale de conception de la vapeur est donnée par :

$$u_h = \frac{[k_2 - 0.90(25.4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

u_h : vitesse de vapeur minimale à travers les perforations, m/s

d_h : diamètre des perforations, mm

k_2 : un constant, dépendant de la profondeur de liquide clair sur le plateau et il est calculé d'après le graph suivant :

La hauteur du liquide clair est égale à la hauteur du déversoir h_w plus la hauteur du liquide au-dessus du déversoir h_{ow} ; ceci est discuté dans la section suivante.

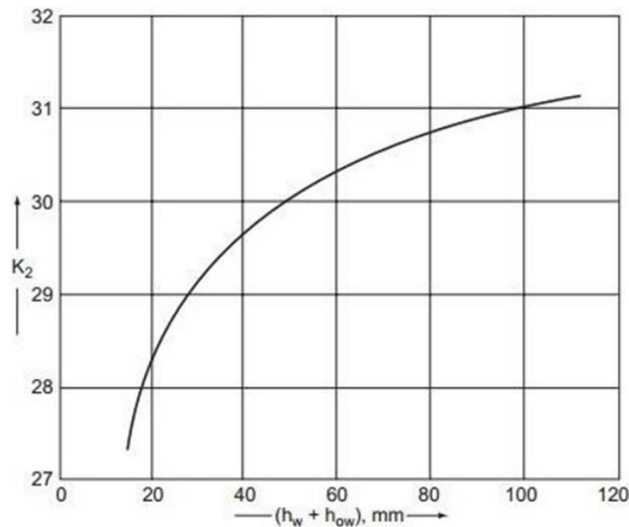


Figure II-13 : Le constant K_2 V la hauteur du liquide clair.

- **Hauteur du liquide au-dessus du déversoir h_{ow}**

La hauteur du liquide au-dessus du déversoir peut être estimée en utilisant la formule de Francis :

$$h_{ow} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L l_w} \right]^{2/3}$$

l_w : longueur de déversoir [m]

L_w : débit massique de la phase liquide [kg/s]

- **Perte de charge des plateaux (chute de pression)**

La chute de pression d'un plateau pendant le fonctionnement est un paramètre très important pour la conception. Il existe deux sources principales de perte de charge :

- celle due à l'écoulement de vapeur à travers les perforations (une perte d'orifice)
- celle due à la hauteur statique du liquide sur le plateau.

Un modèle additif simple est généralement utilisé pour prédire la chute de pression totale. Le total est pris comme la somme de la perte de charge de l'écoulement de la vapeur à travers les

perforations (perte de charge à sec h_d) ; le liquide clair sur le plateau ($h_w + h_{ow}$) ; et un autre terme pour tenir compte d'autres sources mineures de perte de charge, ce que l'on appelle la perte résiduelle h_r . La perte résiduelle est due à cause de l'énergie pour les bulles de vapeur.

$$\Delta P_t = 9.81 \times 10^{-3} h_t \rho_L$$

ΔP_t : perte de charge totale du plateau [Pa]

h_t : perte de charge totale du plateau [mm liquide]

- **Perte de charge totale**

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$$

La chute de pression à travers un plateau sec peut être estimée en utilisant des expressions dérivées pour l'écoulement à travers des orifices.

$$h_d = 51 \left[\frac{u_h}{C_0} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

u_h : est la vitesse à travers les orifices [m/s].

Le coefficient C_0 d'orifice est une fonction de l'épaisseur du plateau, du diamètre d'orifice, et du rapport :

$$\frac{A_h}{A_{area}} \times 100.$$

Et le rapport :

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{hole diameter}}.$$

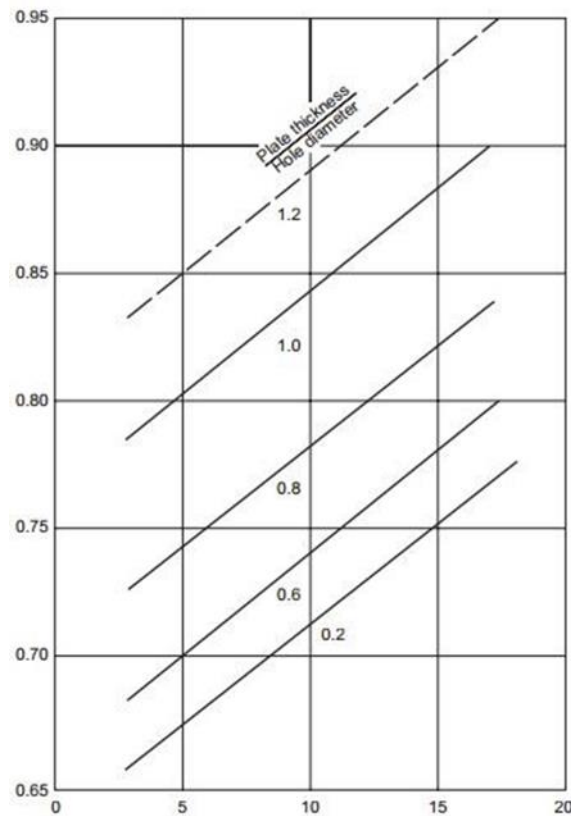


Figure II-14 : Coefficient d'orifice V pourcentage de surface perforée.

Des méthodes ont été proposées pour estimer les pertes de charge résiduelle, l'équation simple proposée par Hunt et al (1955).

$$h_r = \frac{12.5 \times 10^3}{\rho_L}$$

Dans l'équation précédente, la perte de charge résiduelle est considérée égale à **12.5mm** d'eau ($1/2p_o$).

- **Conception du déversoir**

Le niveau du liquide et de la mousse dans le canal de descente soit bien inférieur au sommet du déversoir de sortie du plateau supérieur. Si le niveau dépasse le déversoir de sortie, la colonne va subir un phénomène d'engorgement.

La hauteur du liquide dans le déversoir est due à la chute de pression sur le plateau et à la résistance à l'écoulement dans la fente d'entrée du plateau lui-même (Figure II-15).

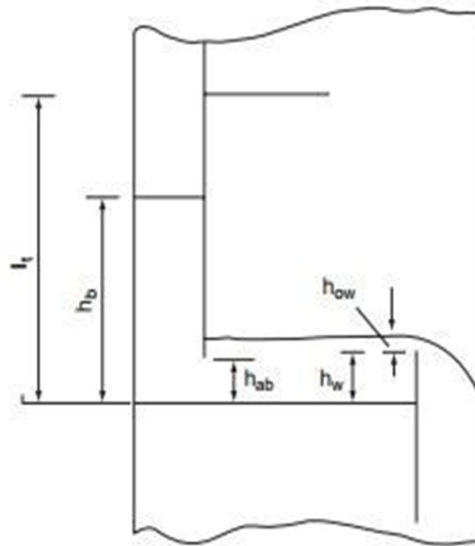


Figure II-15 : les pertes de charge de la phase liquide dans un plateau.

Alors, les pertes de charge de la phase liquide en mm liquide peuvent être exprimées comme suit :

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc}$$

h_b : la hauteur du liquide clair dans le déversoir [mm]

h_{dc} : la perte de charge dans la sortie du déversoir [mm]

La résistance à l'écoulement dans le déversoir est causée principalement par le rétrécissement à la sortie. Cette perte de charge peut être estimée à l'aide de l'équation donnée par Cicalese et al (1947).

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_{wd}}{\rho_L A_p} \right]^2$$

L_{wd} : débit du liquide dans le déversoir [kg/m]

A_p : l'aire sous le déversoir

$$A_p = h_{ap} \times l_w$$

h_{ap} : est la hauteur de la sortie du déversoir au-dessus de la base du plateau.

- **Hauteur de la mousse (liquide aéré)**

Pour prévoir la hauteur du liquide "aéré" sur le plateau et le déversoir, il est nécessaire de trouver un moyen d'estimer la densité de la mousse. La densité du liquide "aéré" sera normalement entre 0,4 et 0,7 fois celle du liquide clair. Un certain nombre de corrélations ont été proposées pour estimer la densité de la mousse en fonction du débit de vapeur et des propriétés physiques du liquide. Cependant, aucune n'est particulièrement fiable, et pour les besoins de la conception, il est généralement satisfaisant de supposer une valeur moyenne de 0,5 de la densité du liquide.

Cette valeur est également considérée comme la densité moyenne du fluide dans le downcomer, ce qui signifie que pour une conception sûre, la hauteur du liquide clair dans le déversoir calculé à partir de l'équation :

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc}$$

Ne doit pas dépasser la moitié de l'espacement des plateaux pour éviter le phénomène d'engorgement

$$h_b < 1/2(l_t + h_w)$$

METHODES NUMERIQUES

Chapitre III: Méthodes Numériques

III.1 Introduction

Ce chapitre consiste en premier lieu à présenter le logiciel utilisé dans notre travail pour la résolution des équations de transport de continuité et de mouvement afin d'effectuer les simulations à travers le logiciel commercial (ANSYS fluent) et son principe de fonctionnement.

III.2 ANSYS Fluent

ANSYS Fluent est un logiciel de simulation des fluides qui utilise les principes de la mécanique des fluides pour résoudre des problèmes numériques ou pour simuler des modèles mathématiques en utilisant les principes de l'ingénierie chimique tels que :

- La mécanique des fluides
- Thermodynamique
- Le transfert de chaleur
- Le transfert de masse

III.2.1 Algorithme SIMPLE

L'algorithme SIMPLE est utilisé pour résoudre des équations, ce qui constitue l'algorithme le plus largement utilisé dans le calcul de l'ingénierie des fluides. SIMPLE fait référence à **Semi-Implicit Method for Pressure Linked Equations**. La pression et la vitesse peuvent être résolues simultanément, et l'algorithme ci-dessus est une sorte de méthode de correction de la pression. Son idée de base est la suivante : pour le champ d'écoulement d'une pression donnée, qui peut être supposée ou les résultats de la dernière itération, l'équation de la quantité de mouvement peut être résolue, et la vitesse peut également être dérivée. Comme la pression donnée est supposée ou imprécise, la vitesse qui en est dérivée ne peut pas satisfaire l'équation de continuité, et la pression doit être corrigée [13]. Le processus de résolution est illustré à la Figure III-1.

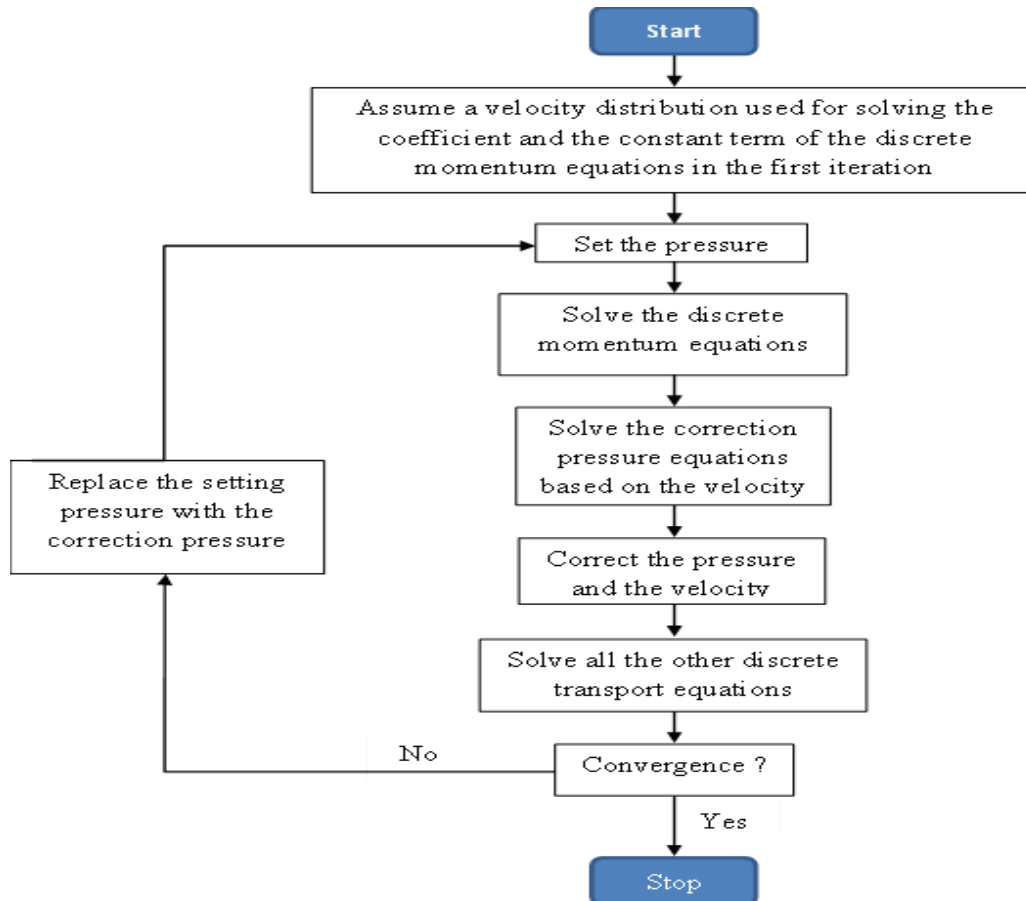


Figure III-1 : Calculation process of SIMPLE algorithm [13].

III.2.2 Méthode des volumes finis

Les modèles mathématiques en science et technologie prennent très souvent la forme de systèmes d'équations différentielles qui relient des fonctions inconnues à leurs dérivées partielles. Dans la plupart des cas, ce type de problème ne peut être résolu de manière analytique. La seule façon de résoudre ces problèmes est de calculer une fonction approximative par des méthodes numériques. L'idée de base est de trouver uniquement la valeur des fonctions inconnues en un grand nombre de points : c'est la discrétisation. Au lieu de résoudre un problème différentiel ou un problème continu, nous résolvons un grand système algébrique que l'on appelle un problème discret.

Comment obtenir un problème discret est le rôle d'une méthode numérique telle que la méthode des volumes finis, la méthode présentée dans cette partie.

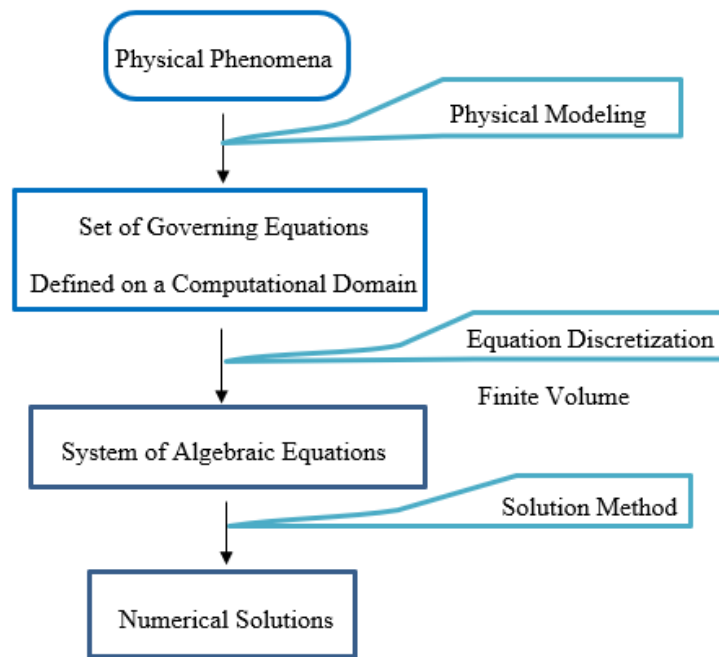


Figure III-2 : Le processus de résolution des phénomènes physiques.

La méthode la plus populaire utilisée pour la discrétisation des équations différentielles est la méthode des volumes finis. Cette méthode a occupé une grande place dans le domaine de la CFD appliquée. De nombreux codes polyvalents pour les écoulements de fluides, y compris la majorité des programmes commerciaux de CFD, sont basés sur l'approche des volumes finis. L'utilisation considérable de cette méthode s'explique par deux raisons principales : La commodité d'utilisation avec des grilles non structurées et la propriété de conservation globale.

Les schémas de volumes finis sont différents principalement des schémas classiques de différences finies par la manière dont ils sont dérivés. Au lieu de discrétiser les équations aux dérivées partielles, nous commençons par les lois de conservation physiques sous forme intégrale. La discrétisation est appliquée directement aux équations intégrales écrites pour de petits volumes de contrôle (finis). À cet égard, la méthode ressemble à la technique des éléments finis. Le caractère distinctif de la méthode des volumes finis est parfois poussé jusqu'à affirmer qu'il s'agit d'une approche complètement distincte, sans rapport avec l'approximation par différences finies. Nous adhérons à un point de vue plus modéré, selon lequel la méthode des volumes finis est, bien que spéciale, toujours un type de la technique générale des différences finies.

$$\frac{d}{dt} \int_{\Omega} \Phi d\Omega = - \int_S \Phi V \cdot n dS + \int_S X \nabla \Phi \cdot n dS + \int_{\Omega} Q d\Omega$$

Elle s'écrit pour un volume de contrôle arbitraire Ω avec une surface S et une normale unitaire à la surface n tournée vers l'extérieur, et exprime la "conservation" du champ scalaire Φ dans Ω . Chaque terme de l'équation précédente a des contreparties dans les équations intégrales de conservation de la masse, de la quantité de mouvement et de l'énergie.

Le côté gauche représente le taux de variation de la quantité totale de Φ dans Ω . Chaque intégrale du côté droit représente une certaine manière typique par laquelle cette quantité peut être modifiée. L'intégrale de surface $-\int_S \Phi \mathbf{V} \cdot \mathbf{n} dS$ montre le flux convectif à travers la frontière du volume de contrôle S . Il apparaît en raison du transport de la vitesse $\mathbf{V}$. L'intégrale $\int_S \mathbf{X} \mathbf{V} \Phi \cdot \mathbf{n} dS$ a la forme typique d'un transport transfrontalier par des mécanismes de diffusion, tels que la friction visqueuse ou la conduction thermique. $\mathbf{X}$ est un coefficient de diffusion constant ou variable. Ce terme donne le flux diffusif à travers la frontière S . Enfin, l'intégrale de volume $\int_\Omega Q d\Omega$ représente le taux de variation de la quantité causée par les sources internes d'intensité Q par unité de volume.

Dans la méthode des volumes finis, le domaine de calcul est divisé en petits sous-domaines qui ne se chevauchent pas, appelés cellules. Un schéma de volumes finis est dérivé en appliquant une équation d'équilibre intégrale, telle que l'équation précédente, à chaque cellule. L'étape suivante consiste à approximer les intégrales, de sorte que chaque équation intégrale est remplacée par une équation algébrique de discrétisation. Prises pour toutes les cellules, les équations de discrétisation forment un système qui doit être résolu de la même manière que dans le cas d'un schéma standard de différences finies.

Une attention particulière doit être accordée aux cellules adjacentes aux frontières du domaine de calcul. Les intégrales de surface doivent être modifiées sur la partie de $\partial\Omega$ coïncidant avec la frontière de manière à intégrer les conditions aux limites.

III.3 Computational Fluid Dynamics

Computational Fluid Dynamics (CFD) est une branche de la mécanique des fluides qui fournit un moyen rentable de simuler des écoulements réels en appliquant un ensemble de méthodes numériques pour obtenir des solutions approximatives à différents problèmes. Cette technique est très puissante et très utilisée dans les domaines d'application industriels et non industriels tels que les turbomachines (écoulements à l'intérieur de passages rotatifs, de diffuseurs, etc.) et l'ingénierie des procédés chimiques (mélange et séparation, moulage de polymères, etc.) Elle est également considérée comme un élément essentiel de la conception des produits et des processus industriels.

La raison pour laquelle on pense à la CFD est que les techniques de calcul fonctionnent avec des systèmes d'équations algébriques qui sont beaucoup plus faciles à résoudre par ordinateur. La branche de la dynamique des fluides fournit des moyens alternatifs

potentiellement moins chers pour tester les systèmes d'écoulement des fluides en complément des expériences. Elle peut également être appliquée pour tester des conditions qui sont impossibles ou très difficiles à mesurer expérimentalement.

III.3.1 Conservation de la masse

La première étape de la dérivation de l'équation de conservation de la masse consiste à établir un bilan de masse pour l'élément fluide :

$$\begin{array}{c} \text{Rate of increase of mass in fluid} \\ \text{element} \\ = \\ \text{Net rate of flow of mass into fluid} \\ \text{element} \end{array}$$

Le taux d'augmentation de la masse de l'élément fluide est :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \delta x \delta y \delta z) = \frac{\partial \rho}{\partial t} \delta x \delta y \delta z$$

Ensuite, nous devons tenir compte du débit massique à travers une face de l'élément, qui est donné par le produit de la densité, de la surface et de la composante de vitesse normale à la face. De la Figure III-3 on peut voir que le taux net de flux de masse dans l'élément à travers ses frontières qu'est donné par [14]:

$$\begin{aligned} & (\rho u - \frac{\partial(\rho u)}{\partial x} \frac{1}{2} \delta x) \delta y \delta z - (\rho u + \frac{\partial(\rho u)}{\partial x} \frac{1}{2} \delta x) \delta y \delta z + \\ & (\rho v - \frac{\partial(\rho v)}{\partial y} \frac{1}{2} \delta y) \delta x \delta z - (\rho v + \frac{\partial(\rho v)}{\partial y} \frac{1}{2} \delta y) \delta x \delta z + \\ & (\rho w - \frac{\partial(\rho w)}{\partial z} \frac{1}{2} \delta z) \delta x \delta y - (\rho w + \frac{\partial(\rho w)}{\partial z} \frac{1}{2} \delta z) \delta x \delta y \end{aligned}$$

Les flux qui sont dirigés vers l'élément produisent une augmentation de la masse dans l'élément et reçoivent un signe positif, tandis que les flux qui quittent l'élément reçoivent un signe négatif.

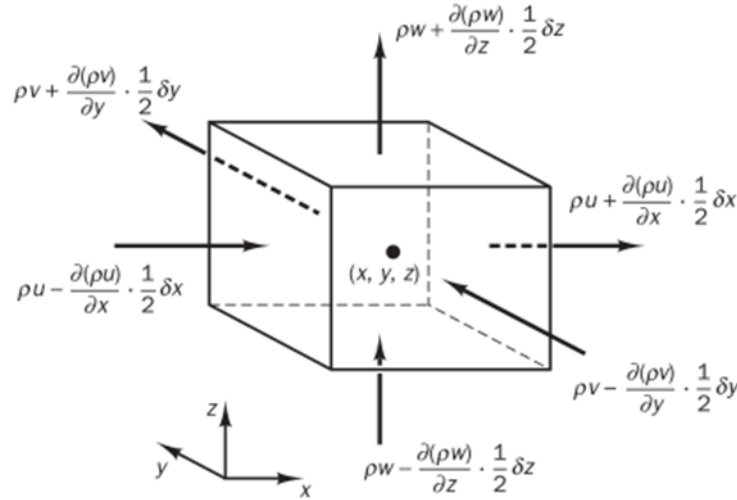


Figure III-3 : Débit massique entrant et sortant de l'élément fluide.

Le taux d'augmentation de la masse à l'intérieur de l'élément est maintenant égal au taux net d'écoulement de la masse dans l'élément à travers ses faces. Tous les termes du bilan massique résultant sont disposés sur le côté gauche du signe égal et l'expression est divisée par le volume de l'élément $\delta x \delta y \delta z$. Cela donne :

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w)}{\partial z} = 0$$

III.3.2 Équations de Navier-stokes

Ces équations constituent un ensemble d'équations différentielles qui sont utilisées dans le domaine d'étude de la dynamique des fluides computationnelle.

Les équations de Navier-Stokes peuvent être écrites sous la forme la plus utile pour le développement de la méthode des volumes finis :

$$\rho \frac{Du}{Dt} = -\frac{\partial p}{\partial x} + \text{div}(\mu \text{grad } u) + S_{Mx}$$

$$\rho \frac{Dv}{Dt} = -\frac{\partial p}{\partial y} + \text{div}(\mu \text{ grad } v) + S_{My}$$

$$\rho \frac{Dw}{Dt} = -\frac{\partial p}{\partial z} + \text{div}(\mu \text{ grad } w) + S_{Mz}$$

Où :

$\rho \frac{Du}{Dt}$: Variation.

$\frac{\partial p}{\partial x}$: Terme convectif.

$\text{div}(\mu \text{ grad } u)$: Terme diffusif.

S_M : Terme de source.

III.3.3 Turbulence

Dans cette partie, comme elle est très grande et contient plusieurs modèles, nous allons juste parler du cas nécessaire dans notre travail, qui est **le modèle k-ε**.

Le modèle standard k-ε a deux équations de modèle, une pour **k** et une pour la dissipation visqueuse **ε**, où nous les utilisons pour définir l'échelle de vitesse **ϑ** et l'échelle de longueur **ℓ** représentatives de la turbulence à grande échelle comme suit :

$$\vartheta = k^{1/2} \quad \ell = \frac{k^{3/2}}{\varepsilon}$$

En appliquant l'analyse dimensionnelle, nous pouvons spécifier la viscosité de tourbillon comme suit :

$$\mu_t = C\rho\vartheta\ell = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon}$$

Où : C_μ est une constante sans dimension.

Le modèle standard k- ε utilise les équations de transport suivantes pour k et ε :

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \text{div}(\rho k \mathbf{U}) = \text{div} \left[\frac{\mu_t}{\sigma_k} \text{grad } k \right] + 2\mu_t S_{ij} \cdot S_{ij} - \rho \varepsilon$$

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \text{div}(\rho \varepsilon \mathbf{U}) = \text{div} \left[\frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \text{grad } \varepsilon \right] + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} 2\mu_t S_{ij} \cdot S_{ij} - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k}$$

En mots, les équations sont :

Taux de changement k or ε	+	Transport de k or ε par convection	=	Transport de k or ε par diffusion	+	Taux de production de k or ε	-	Taux de destruction de k or ε
---	----------	--	----------	---	----------	--	----------	---

Les équations contiennent cinq constantes ajustables : C_μ , σ_k , σ_ε , $C_{1\varepsilon}$ et $C_{2\varepsilon}$. Le modèle standard k- ε utilise des valeurs pour les constantes qui sont obtenues par un ajustement complet des données pour une large gamme d'écoulements turbulents :

$$C_\mu = 0.09 \quad \sigma_k = 1.00 \quad \sigma_\varepsilon = 1.30 \quad C_{1\varepsilon} = 1.44 \quad C_{2\varepsilon} = 1.92$$

***MODILIDATIONS ET SIMULATIONS DES
MODELES***

Chapitre IV: Modélisation et simulations des modèles

IV.1 Introduction

Pour un meilleur choix de la géométrie des plateaux, ce chapitre présente une étude détaillée de plusieurs modèles. Les caractéristiques des plateaux, le type de plateaux, le maillage, les conditions aux limites de la simulation et d'autres détails de conception sont décrites dans ce chapitre afin d'étudier quelques paramètres nécessaires tels que la chute de pression ainsi que de faire une comparaison entre les plateaux considérés dans cette étude

IV.2 Description du modèle CFD

L'écoulement bi-phasique gaz-liquide sur le plateau est l'un des écoulements les plus complexes dans l'industrie des procédés. La modélisation de l'écoulement multiphasique nécessite l'utilisation d'équations qui prédisent les interactions entre les phases. Le cadre eulérien passe par la séparation d'un fluide multiphasique en phases distinctes, en considérant les interactions entre elles, tandis que le modèle lagrangien est utilisé pour la phase continue [15].

Le modèle considère les phases gazeuse et liquide dans le cadre Eulérien- Eulérien en régime transitoire dans lequel chaque phase est traitée comme un continuum interpénétré ayant des équations de transport séparées. Dans la simulation, la phase gazeuse est considérée comme une phase dispersée, tandis que la phase liquide est traitée comme une phase continue (phase primaire). En outre, la simulation air-eau des différents modèles est réalisée dans un cadre Eulérien- Eulérien en considérant des modèles tridimensionnels.

Pour le plateau à clapets (Figure IV-4), le modèle CFD a été développé dans des conditions d'ouverture totale des clapets. C'est-à-dire lorsque le clapet se soulève au maximum et ne flotte pas. Comme il est mentionné dans les travaux de T. Zarei et al. [2], l'un des problèmes les plus importants dans la modélisation de la géométrie des plateaux est la définition de la géométrie des clapets pour la simulation CFD. Dans cette modélisation la phase vapeur rentre à travers les perforations verticalement puis continue son chemin horizontalement vu à la structure de conception des clapets (qui est considéré comme un obstacle dans la CFD), ensuite elle continue son chemin vers la sortie vers le haut. Cependant, dans les deux autres modèles (Figure IV-2 et Figure IV-6), la phase vapeur passe à travers les perforations vers le plateau supérieur sans aucun obstacle.

En outre, un autre problème auquel les chercheurs ont été confrontés dans la simulation précédente est le choix du modèle de turbulence. Le modèle standard $k-\epsilon$ peut être considéré comme le modèle adéquat dans ce cas parce qu'il présente une précision acceptable ainsi qu'il

n'est pas compliqué par rapport à d'autres modèles, et c'est également un modèle qui a été utilisé et prouvé dans plusieurs travaux [2].

IV.3 Modélisation par SolidWorks

SolidWorks est le logiciel de conception assistée par ordinateur de (Dassault Systèmes) et utilise les principes de conception paramétrique et il génère trois types de Fichiers liés : pièces, assemblages et mises en plan.

IV.3.1 Modélisation des plateaux

Nous avons utilisé l'outil SolidWorks pour modéliser les plateaux considéré dans cette étude. Selon les étapes suivantes :

➤ Plateaux perforés

Esquisser les plans initiaux du plateau (le diamètre, la longueur et la hauteur de déversoir, nombre de perforations, diamètre de perforations, ...) selon les dimensions présenter dans le tableau suivant :

Table IV.1 Paramètres de géométrie d'un plateau perforés

Caractéristiques	Nombre ou taille
Diamètre de la section transversale de la colonne (m)	1.22
Diamètre du plateau (m)	1.2
Hauteur du déversoir (mm)	50
Longueur du déversoir (mm)	760
Nombre de perforations	118
Épaisseur du plateau (mm)	5
Pourcentage de la surface des trous (%)	14%
Surface active (m^2)	1.00776
Hauteur de la fente d'entrée du liquide sur le plateau (mm)	38
Espacement des plateaux (mm)	610

- Faire des fonctions pour maintenir le plateau en forme 3D (bossage, enlèvement de la matière, split)

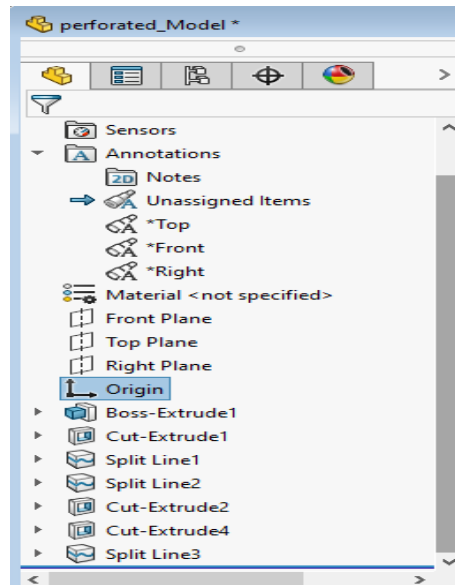
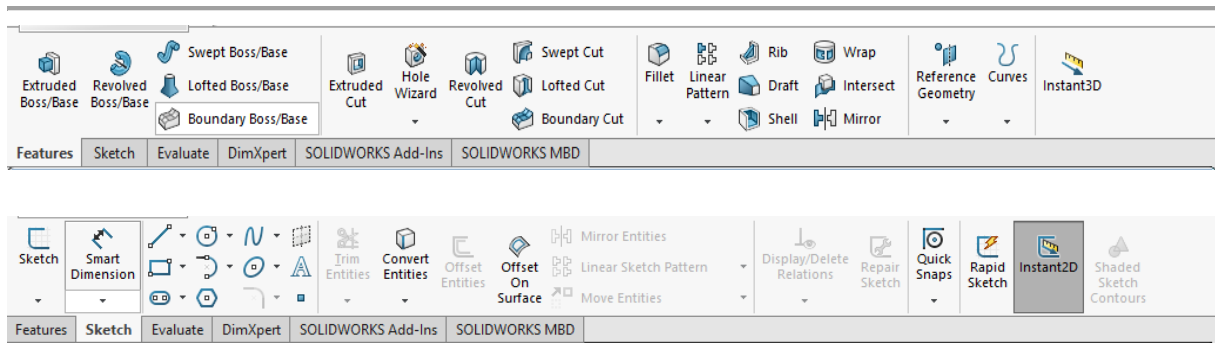


Figure IV-1. Quelques fonctions utilisées dans la modalisation.

- Enregistrer la géométrie finale du plateau

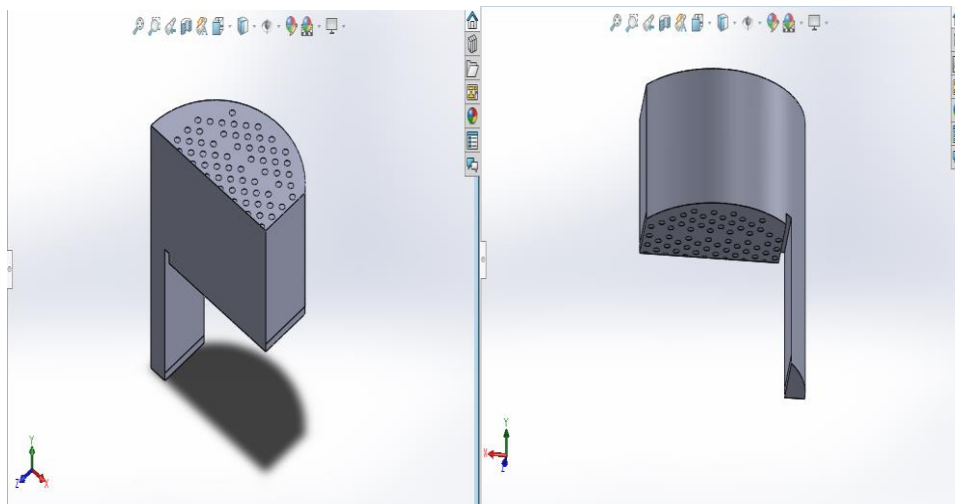


Figure IV-2. la conception de plateaux perforés.

➤ Plateau à clapets fixe

- Réalisation d'un plateau à clapets en exploitant les caractéristiques ci-dessous :

Table IV.2 Paramètres de géométrie d'un plateau à clapets.

Caractéristiques	Nombre ou taille
Diamètre de la section transversale de la colonne (m)	1.22
Diamètre du plateau (m)	1.2
Hauteur du déversoir (mm)	50
Longueur du déversoir (mm)	760
Nombre de clapets	118
Épaisseur du plateau (mm)	5
Pourcentage de la surface des trous (%)	14%
Surface active (m^2)	1.00776
Poids de la clapet (kg)	0.024
Hauteur de la fente d'entrée du liquide sur le plateau (mm)	38
Hauteur de la pièce d'inversion/de levage (mm)	12.5
Espacement des plateaux (mm)	610

- Utilisation des fonctions pour maintenir le plateau en forme 3D (bossage, enlèvement de la matière, split, ...).

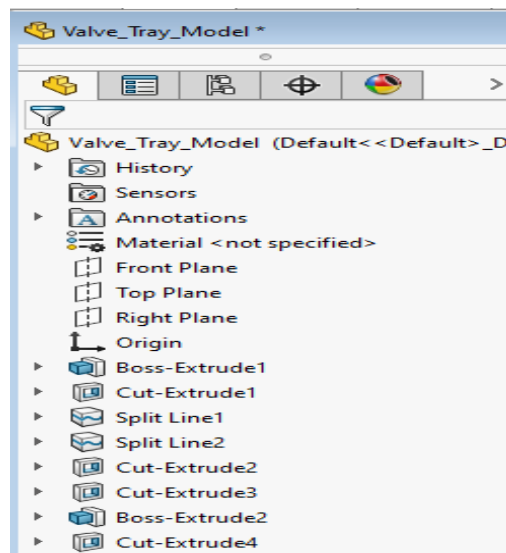


Figure IV-3. Quelques fonctions utilisées dans la modalisation de plateau à clapets.

- Enregistrer la géométrie finale du plateau

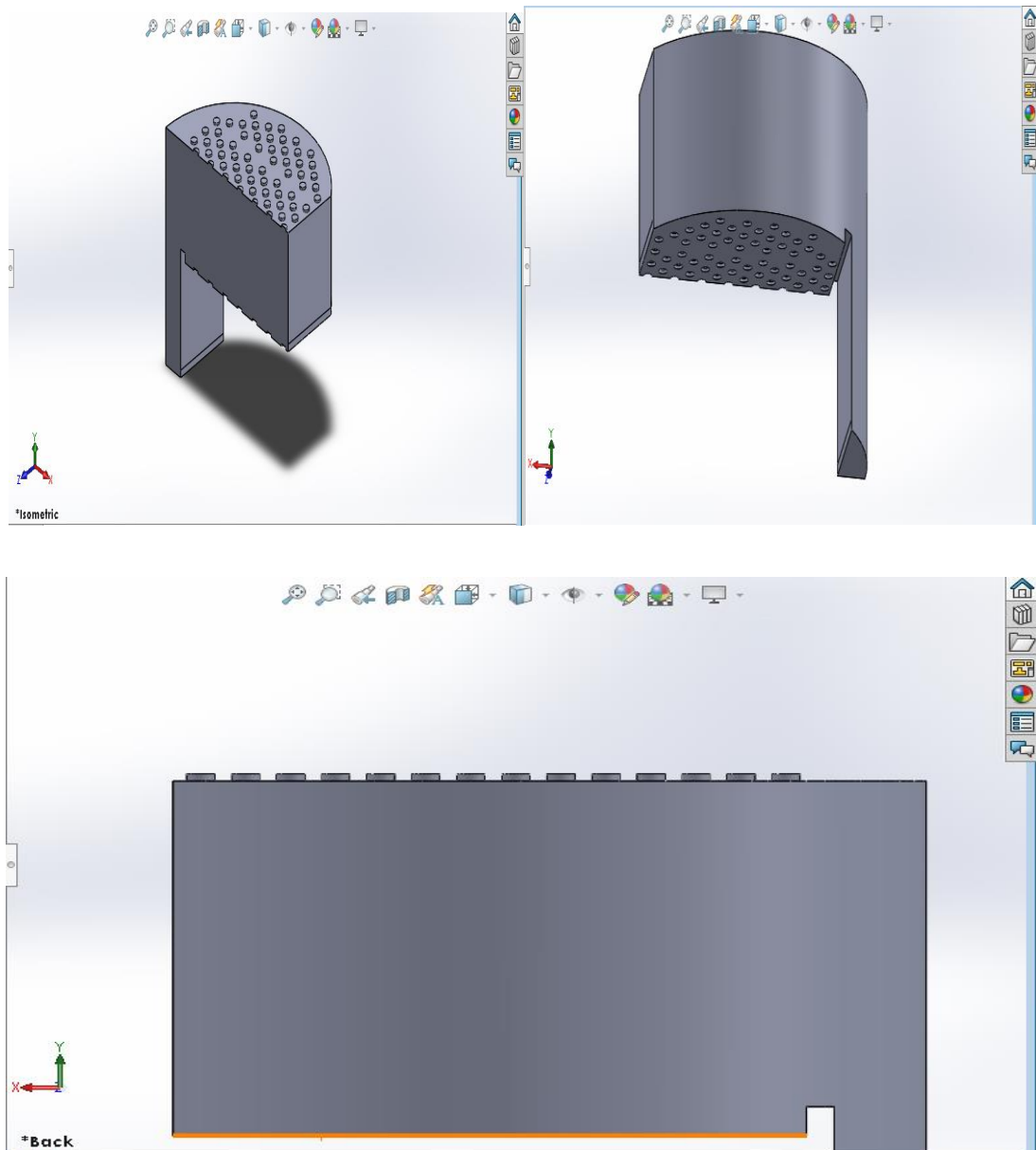


Figure IV-4. la conception du plateau à clapets.

➤ Plateau ondulé et perforés

- Réalisation d'un plateau ondulé et perforé en exploitant les fonctionnalités ci-dessous :

Table IV.3 Paramètres de géométrie d'un plateau ondulé.

Caractéristiques	Nombre ou taille
Diamètre de la section transversale de la colonne (m)	1.22
Diamètre du plateau (m)	1.2
Hauteur du déversoir (mm)	50
Longueur du déversoir (mm)	760
Nombre des perforations	118
Épaisseur du plateau (mm)	5
Pourcentage de la surface des trous (%)	14%
Surface active (m^2)	1.00776
Longueur d'onde b (mm)	183
Profondeur d'onde h (mm)	30
Hauteur de la fente d'entrée du liquide sur le plateau (mm)	38
Hauteur de la pièce d'inversion/de levage (mm)	12.5
Espacement des plateaux (mm)	610

- Utilisation des fonctions pour maintenir le plateau en forme 3D (bossage, enlèvement de la matière, split, ...).

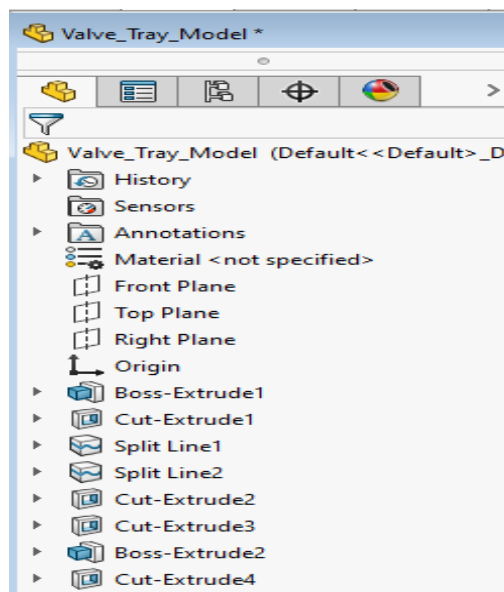


Figure IV-5. Quelques fonctions utilisées dans la modalisation de plateau ondulé.

- Enregistrer la géométrie finale du plateau

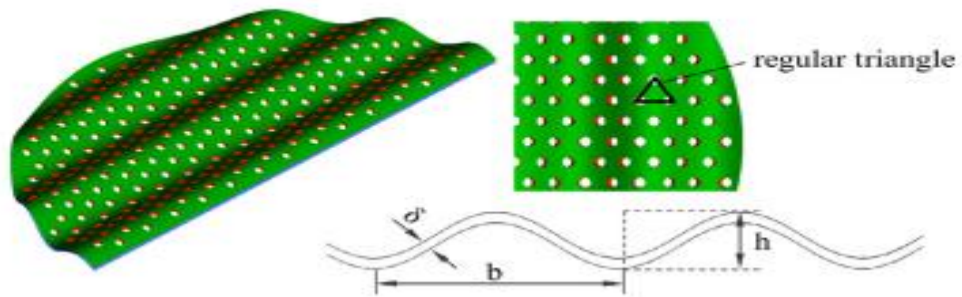
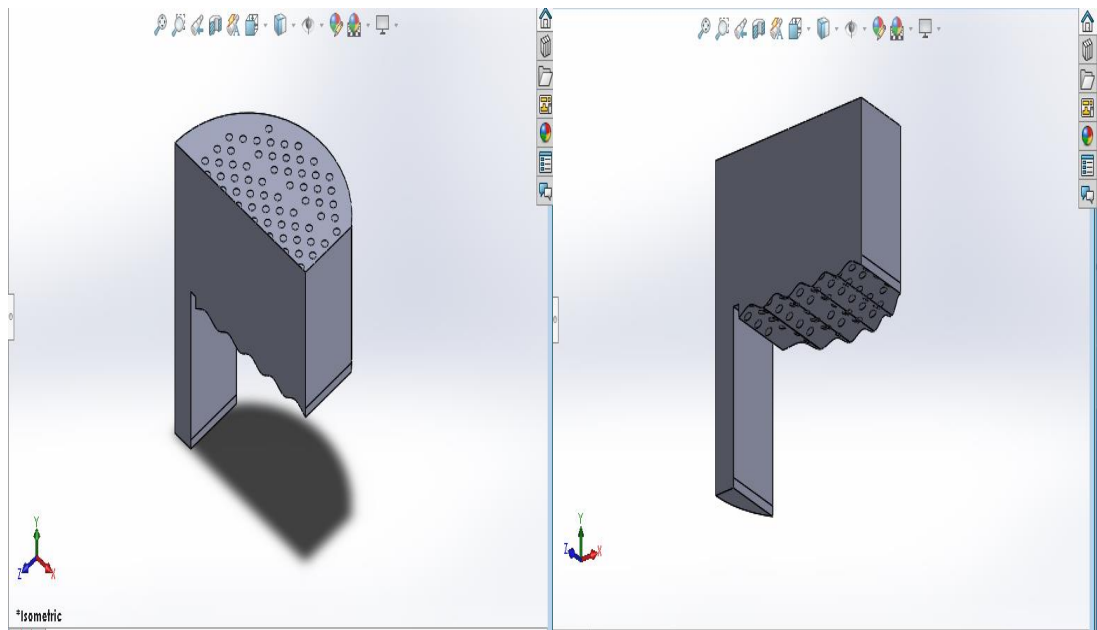


Figure IV-6 la conception de plateau ondulé.

IV.4 Maillage

La sélection du type et du nombre de grilles dans la simulation est très importante pour garantir une bonne précision des résultats d'un côté et économiser le temps de calcul de l'autre côté. Les figures suivantes montrent la géométrie des trois types des plateaux et leurs maillages hybride. Le nombre élevé de grilles augmente le coût et le temps de calcul, il est donc très important de déterminer le seuil d'indépendance du maillage [2]. Par conséquent, pour l'indépendance du maillage, quatre tailles différentes ont été simulées. Le paramètre de pression a été utilisé pour la comparaison.

Les résultats montrent que la pression n'a pas été modifiée de façon considérable dans les simulations avec le nombre de nœuds supérieur à 86745. par conséquent, le maillage de 86745 nœuds a été utilisé dans les simulations.

Remarque : Pour économiser le temps de calcul et de la mémoire de la machine, seule la moitié de la colonne a été modélisée en raison de sa forme symétrique

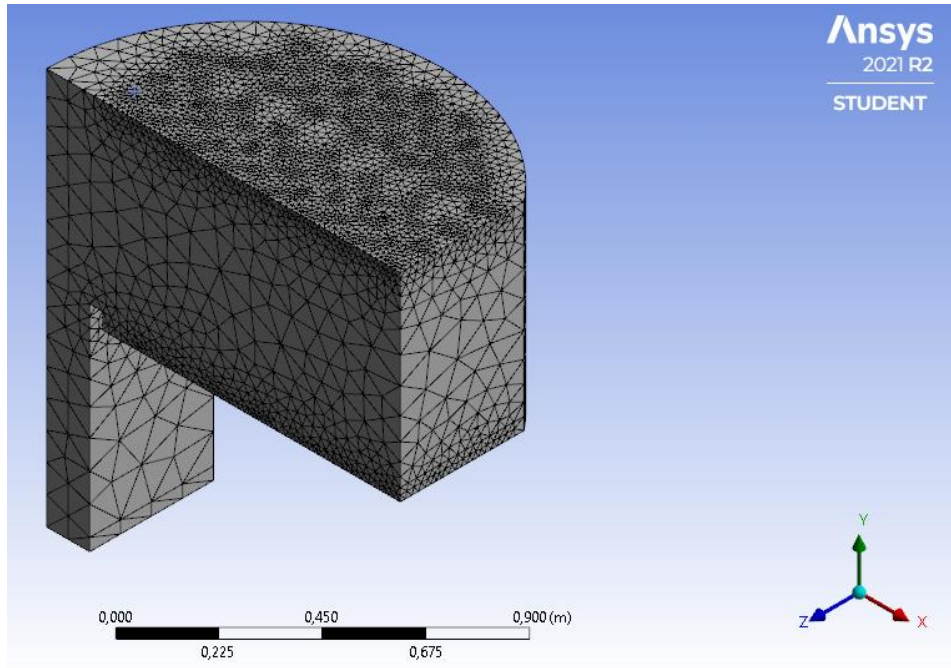


Figure IV-7. Maillage de plateau perforés.

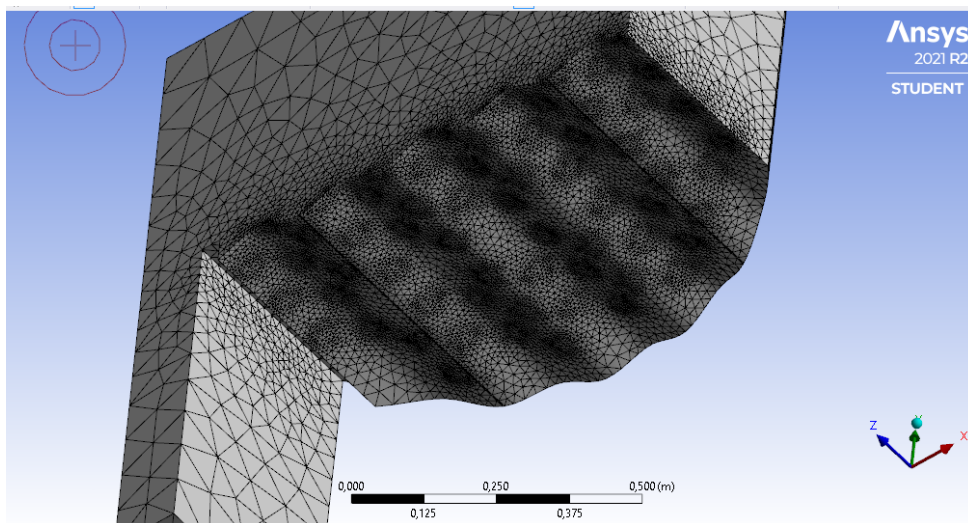


Figure IV-8. Maillage de plateau ondulé.

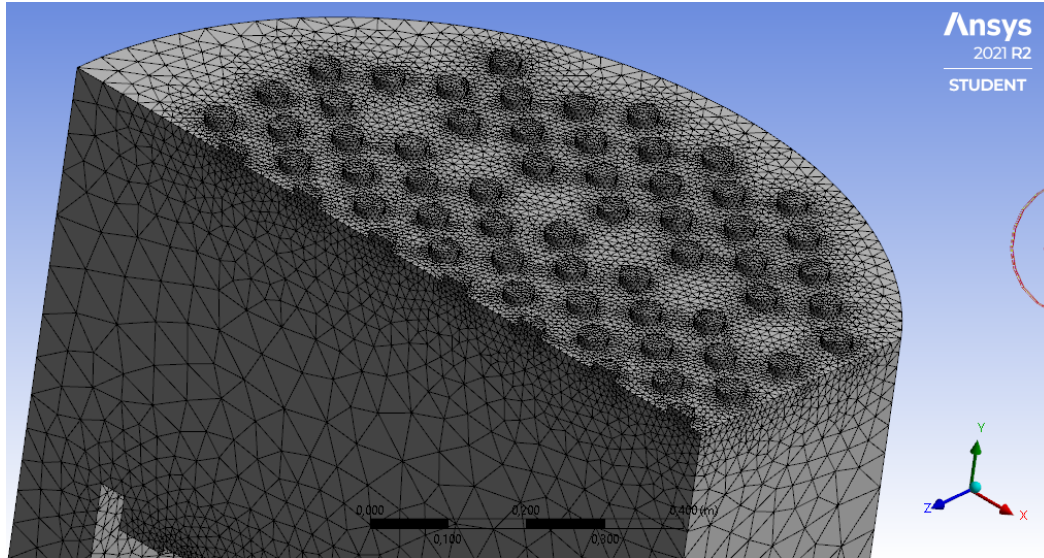


Figure IV-9. Maillage de plateau à clapets.

IV.5 Conditions aux limites :

Une sélection appropriée des conditions aux limites joue un rôle important dans l'efficacité de la qualité de nos résultats en résolvant les équations de continuité et de quantité de mouvement [15]. Un choix inapproprié de ces conditions aux limites peut entraîner une divergence dans nos simulations au lieu de la convergence. Par conséquent, des conditions initiales et des conditions aux limites raisonnables pour chaque phase sont essentielles et cruciales [2].

IV.5.1 Entrée du liquide

Le liquide est entré dans le plateau par une entrée rectangulaire de $h_{ap} \times L_w$ de sorte qu'une vitesse uniforme du liquide est calculée avec la formule suivante :

$$U_{L,in} = \frac{Q_L}{h_{ap} L_w}$$

La fraction volumique du liquide est considérée comme unitaire, et seul le liquide entre par le dégagement du downcomer Figure IV-10.

Dans notre étude, les simulations ont été réalisées pour quatre vitesses de liquide différentes, à savoir : 0,288 m/s, 0,427 m/s, 0,521 m/s et 0,712 m/s.

IV.5.2 Entrée de gaz

Les perforations de gaz et l'entrée des valves des modèles sont toutes capturées par des faces de cellules comme le montre Figure IV-10, et une vitesse de gaz uniforme a été utilisée dans les simulations.

Les équations suivantes sont utilisées pour déterminer cette vitesse :

Dans les plateaux perforés et ondulés :

$$U_{G,in} = \frac{Q_L}{N_h A_{\text{hole}}}$$

Dans les plateaux à clapet :

$$U_{G,in} = \frac{Q_L}{N_h A_{\text{lateral surface}}}$$

La même vitesse à travers tous les trous peut être supposée comme une simplification puisqu'il a déjà été prouvé qu'il n'y a pas de sensibilité à cette simplification [16].

Dans notre cas, la vitesse du gaz est fixée dans toutes les simulations à : **0.5 m/s**.

IV.5.3 Sorties de liquide et de gaz

Pour les conditions aux limites des sorties, comme indiqué sur la Figure IV-10 seule la condition de pression est considérée. A la sortie du liquide et du gaz, seuls le liquide et le gaz

sont supposés quitter la géométrie de l'écoulement respectivement. Ces spécifications sont en accord avec les entrées, donc seule une phase de notre fluide est supposée entrer.

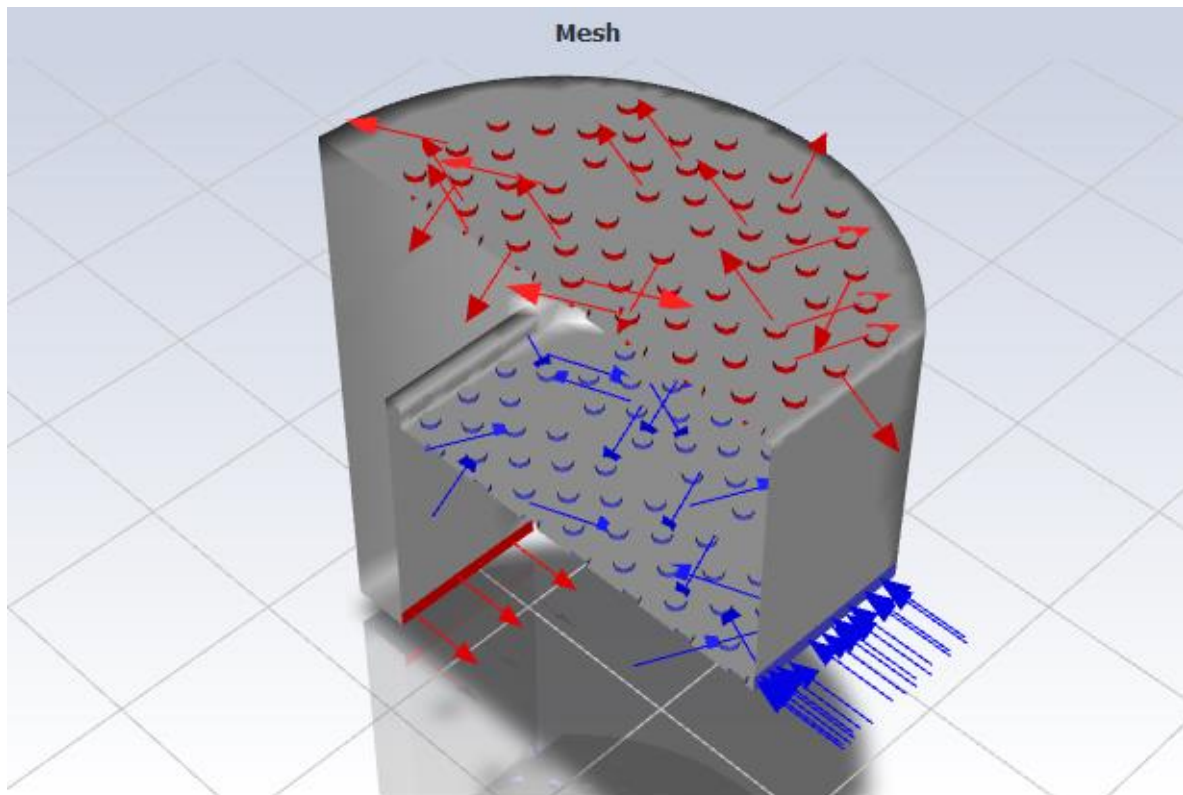
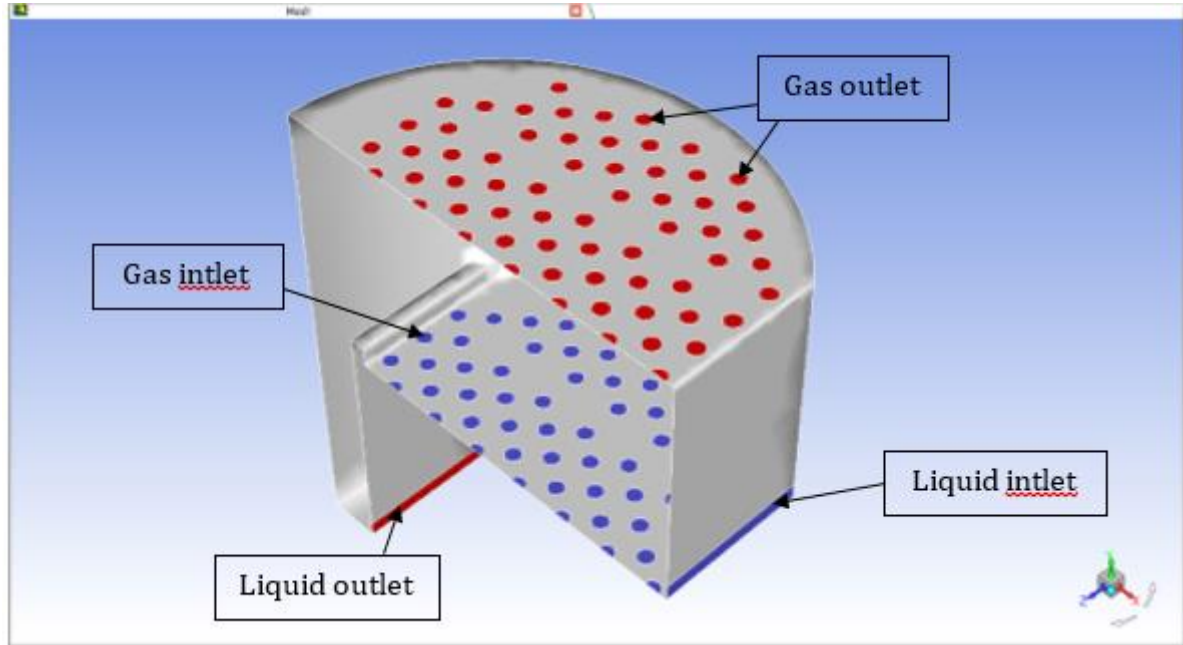


Figure IV-10. Conditions aux limites du gaz et du liquide.

IV.5.4 Mur et symétrie

Toutes les parois pour les deux phases, liquide et gaz, ont été spécifiées comme des limites de paroi sans glissement. Solari et Bell [17] ont constaté dans leurs études que les champs symétriques autour du centre du plateau. Selon leurs observations, seule la moitié du modèle est simulée comme la géométrie de l'écoulement afin d'économiser du temps de calcul comme le montre la figure suivante Figure IV-11.

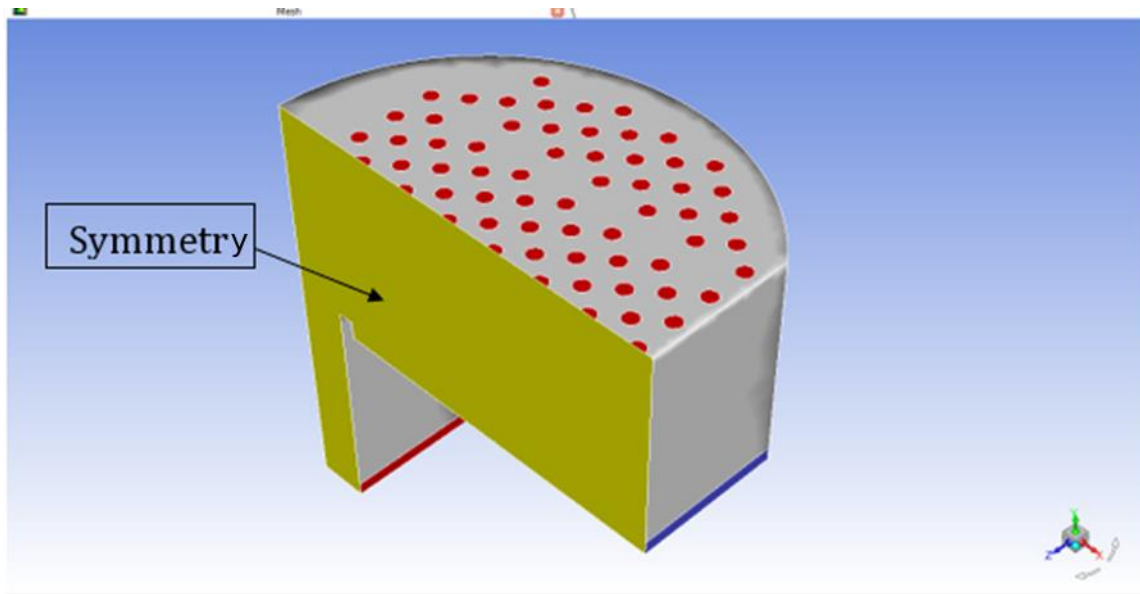


Figure IV-11 Conditions limites de symétrie.

IV.5.5 Méthodes d'initialisation et de résolution :

Le choix de bonnes estimations initiales des variables de l'écoulement est très important, non seulement pour éviter un temps de calcul beaucoup plus long, mais aussi pour éviter la divergence dans certains cas. Des conditions initiales raisonnables doivent donc être bien définies à toutes les limites internes spécifiques de la géométrie de l'écoulement [6].

Dans cette simulation, l'air et l'eau ont été utilisés comme fluides à température ambiante et à la pression atmosphérique. La méthode des volumes finis a été appliquée pour la discrétisation et l'algorithme SIMPLE pour le couplage des vitesses et des pressions **Chapitre III**:. La simulation a été exécutée en régime transitoire pour obtenir des résultats plus précis. Plusieurs simulations ont été effectuées avant de convenir de la durée du projet et du pas de temps dans notre travail. L'un des moyens que nous avons utilisés pour définir ces valeurs est la convergence de la fraction du volume d'air dans différents modèles, comme le montre Figure IV-12 où nous remarquons que l'état d'équilibre est atteint en **20** secondes environ, c'est pourquoi

nous avons convenu de considérer **20** secondes comme la durée du projet, et **0,01** comme le pas de temps de travail.

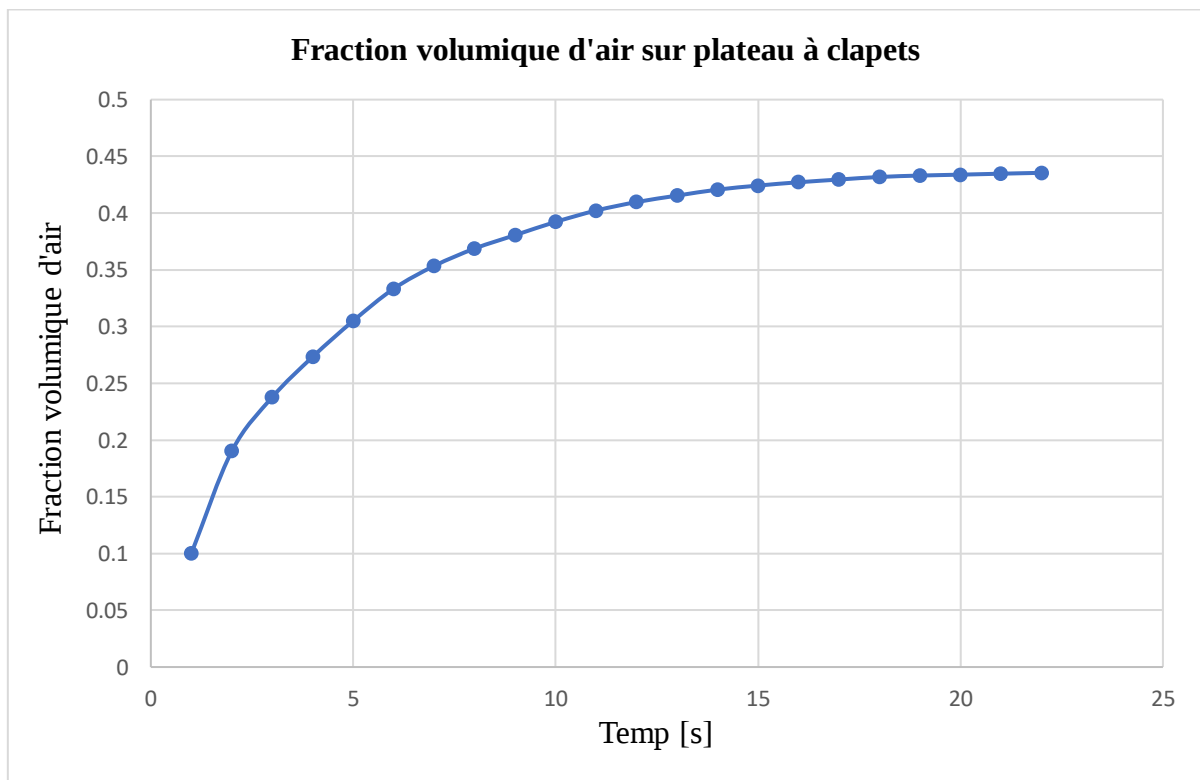
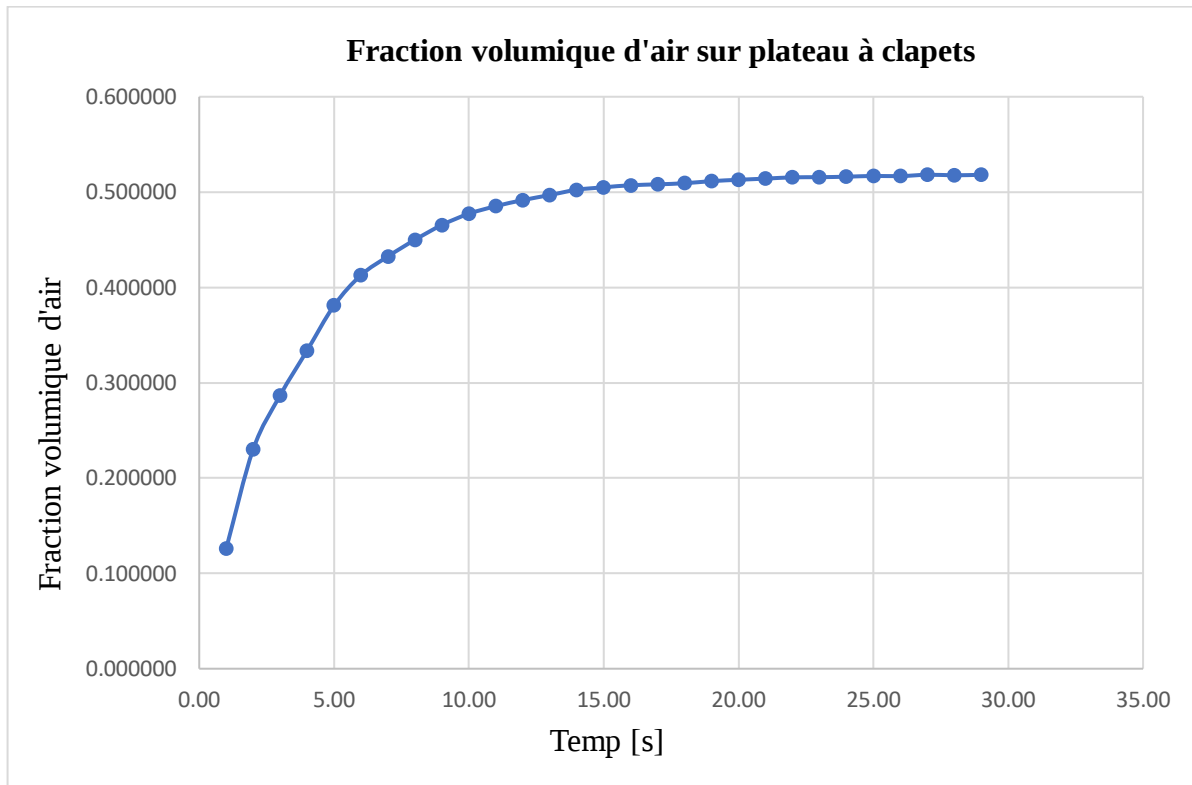


Figure IV-12. Fraction du volume d'air en fonction du temps.

IV.6 Les étapes de Fluent

Les points suivants expliquent toutes les étapes d'ANSYS fluent en commençant avec les paramètres généraux jusqu'aux résultats de la simulation.

- **General :**

L'étape des paramètres généraux est la première étape dont on doit choisir le mode de nos simulations et d'autre paramètres aussi comme l'indique la Figure IV-13.

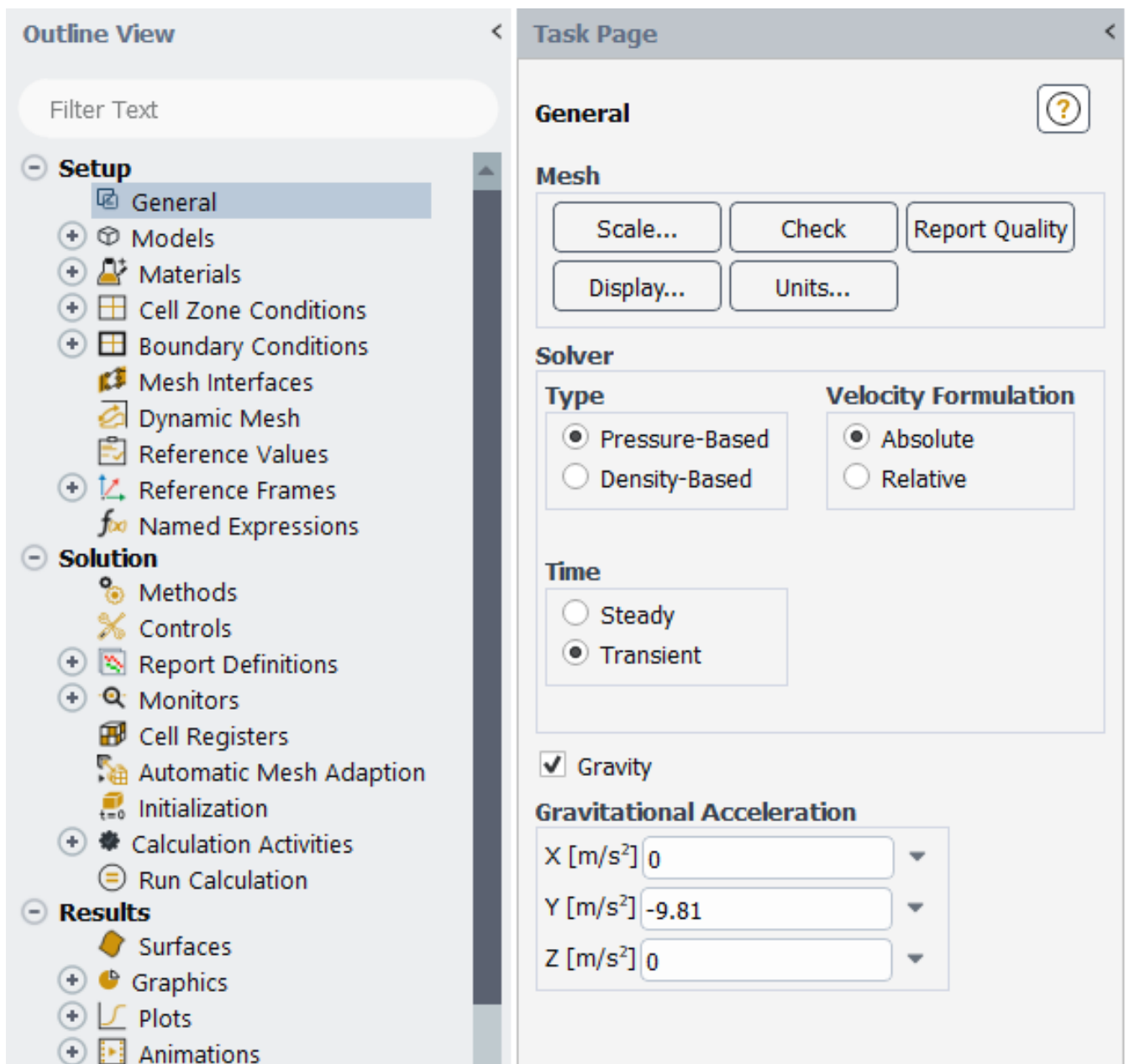


Figure IV-13 General setup screenshot on ANSYS Fluent.

- **Models :**

Les paramètres du modèle qu'on a considéré sont les paramètres multiphasiques et le modèle visqueux de résolution (k-epsilon), et les autres paramètres ne sont pas considérés dans cette étude tel que transfert de chaleur, transfert de masse, transfert d'énergie...) (Figure IV-14).

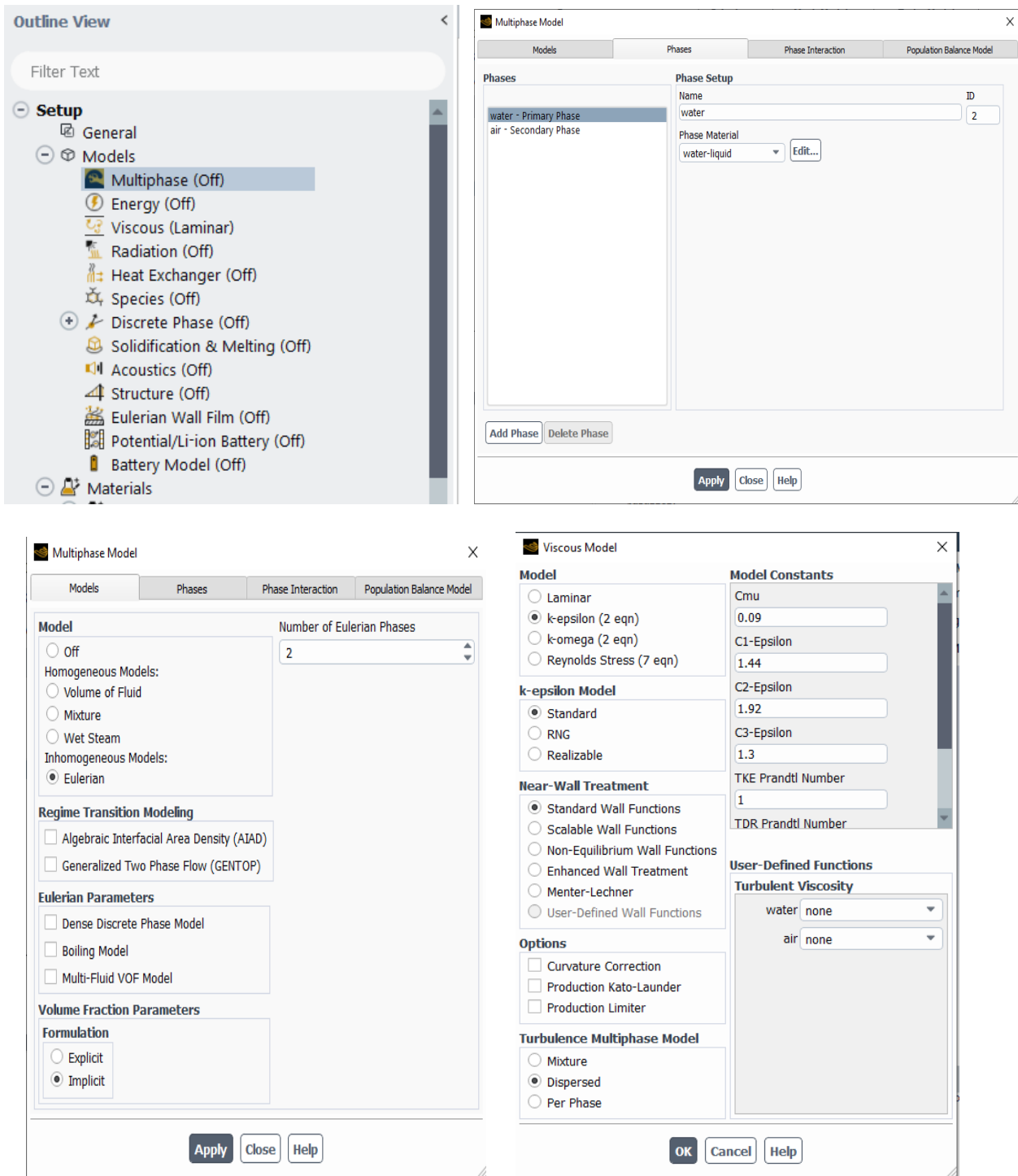


Figure IV-14 Models step screenshot on ANSYS Fluent.

- **Boundary conditions :**

Cette étape est considérée comme la plus importante. L'application des conditions aux limites a été fait comme bien défini dans le titre précédent ([Conditions aux limites](#)) et (Figure IV-15).

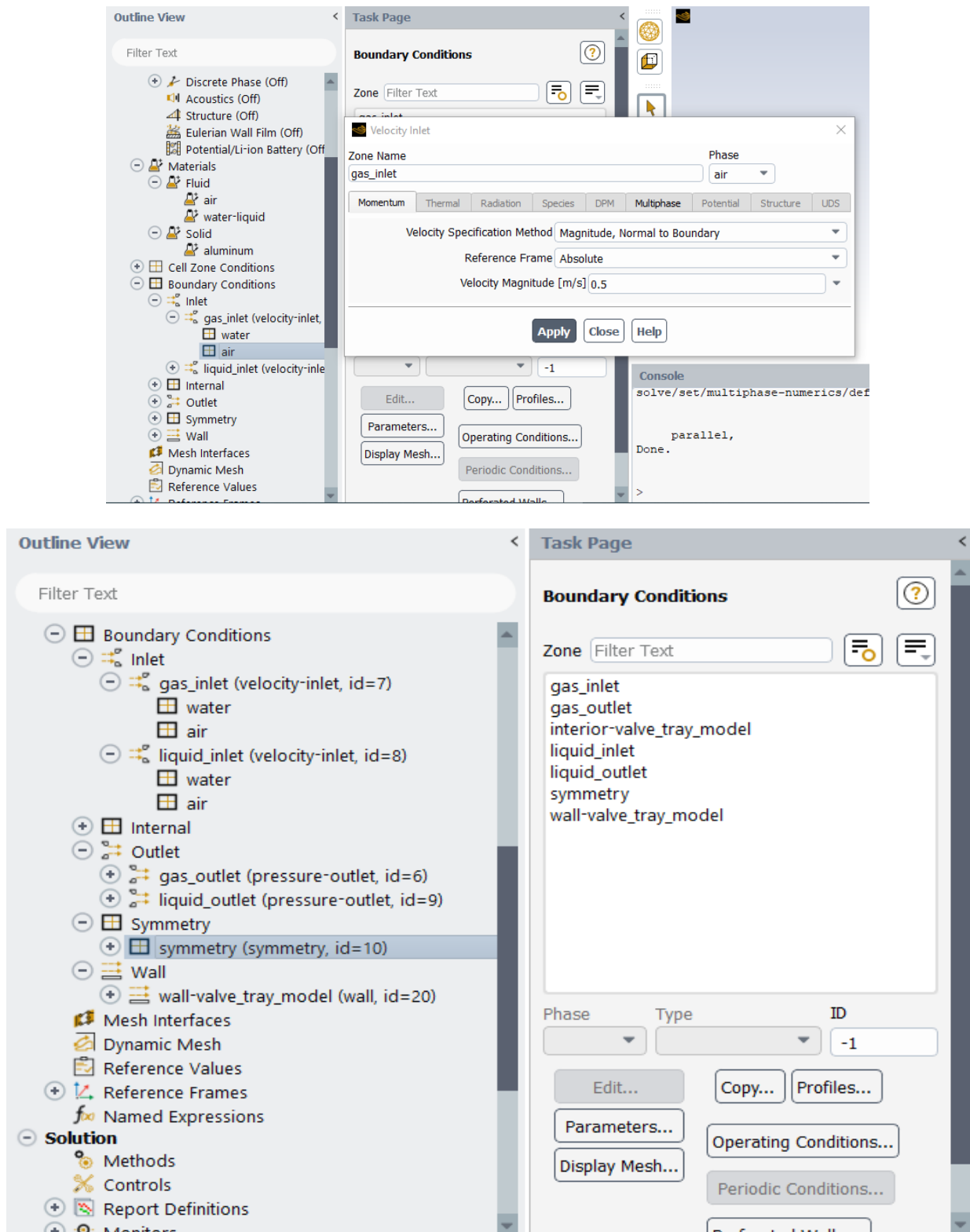


Figure IV-15 An example of boundary condition screenshot.

- **Run calculation :**

Après l'application des conditions aux limites, le pas de temps, taille des pas de temps, et le nombre de pas de temps on lance les simulations (Figure IV-16).

The screenshot shows a software interface titled 'Task Page' with a navigation bar at the top containing 'Check Case...' and 'Preview Mesh Motion...'. The main area is divided into several sections:

- Time Advancement**: Contains two dropdown menus. 'Type' is set to 'Fixed' and 'Method' is set to 'User-Specified'.
- Parameters**: Contains four input fields with up/down arrows: 'Number of Time Steps' (2000), 'Time Step Size [s]' (0.01), 'Max Iterations/Time Step' (20), and 'Reporting Interval' (1). There is also a 'Profile Update Interval' field set to 1.
- Options**: Contains two unchecked checkboxes: 'Extrapolate Variables' and 'Report Simulation Status'.
- Solution Processing**: Contains a 'Statistics' section with an unchecked checkbox 'Data Sampling for Time Statistics' and a button 'Data File Quantities...'.
- Solution Advancement**: Contains a large 'Calculate' button.

Figure IV-16. Simulation running screenshot.

- **Results :**

Visualisation des résultats dans ANSYS fluent (Figure IV-17).

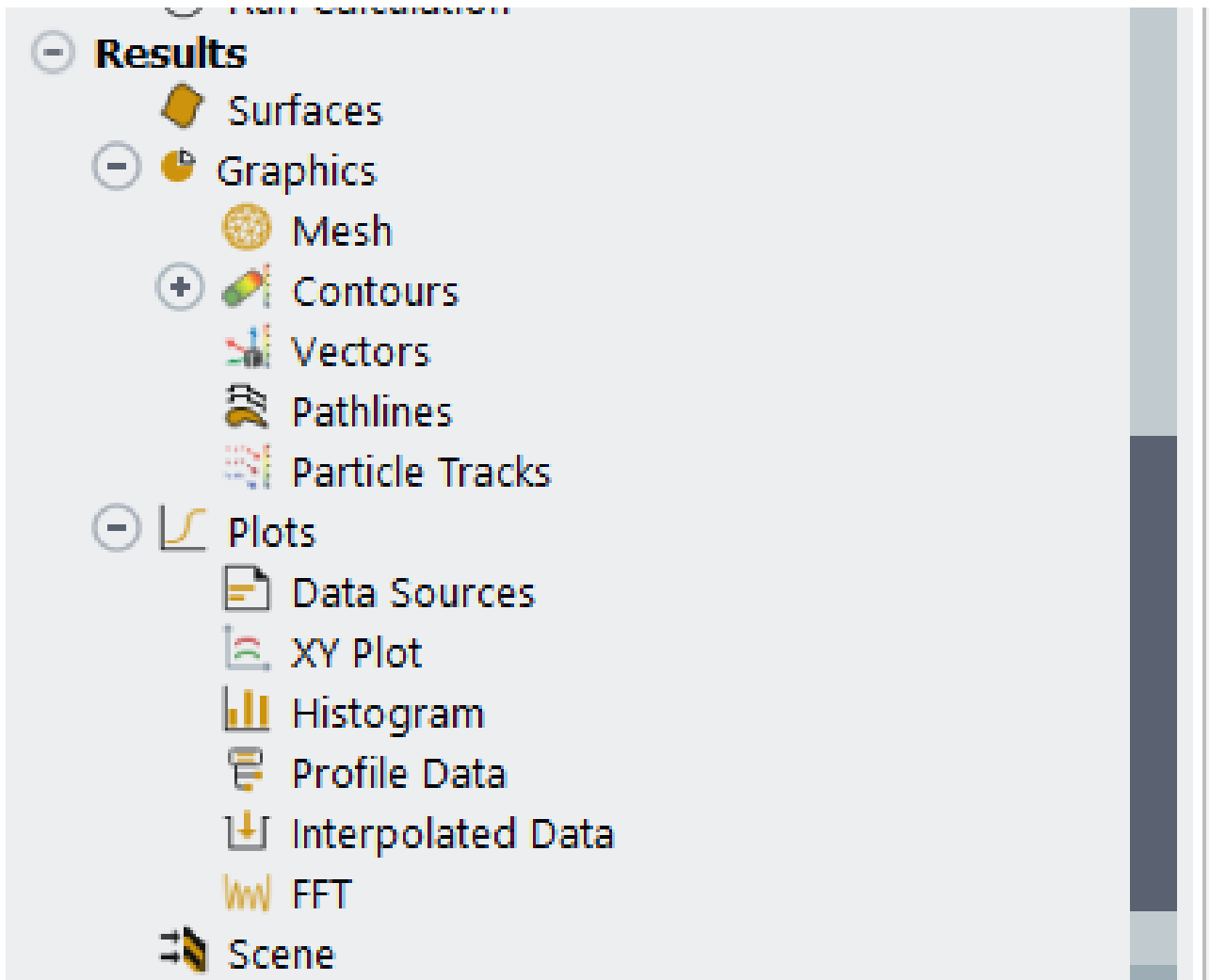


Figure IV-17 Results screenshot on ANSYS Fluent.

RESULTATS ET DISCUSSIONS

Chapitre V: Résultats et discussions

V.1 Introduction

Ce chapitre a pour but de présenter, d'analyser et de discuter les résultats obtenus par les simulations CFD, pour les trois types de plateaux considérés dans cette étude. Avant de commencer les simulations numériques, quelques résultats numériques ont été comparés avec les résultats obtenus à travers des corrélations expérimentales pour valider l'approche numérique.

V.2 Comparaison de perte de charge

Le graphe ci-dessous (

Figure V-2) montre les contours de la pression pour deux vitesses de liquide différentes qui ont été obtenues par deux méthodes. Dans la première méthode, les valeurs de chute de pression ont été obtenues à partir de l'équation (V-1) et de l'équation (V-2) (voire [Chapitre II](#) et [annexe 1](#)). Alors que dans la deuxième méthode, elles ont été estimées à partir de simulations CFD (Figure V-1) et ensuite elles ont été comparées entre elles. Cette comparaison est effectuée uniquement sur le modèle perforé à titre de vérification.

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \quad (V-1)$$

$$h_b = h_t + (h_w + h_{ow}) + h_{dc} \quad (V-2)$$

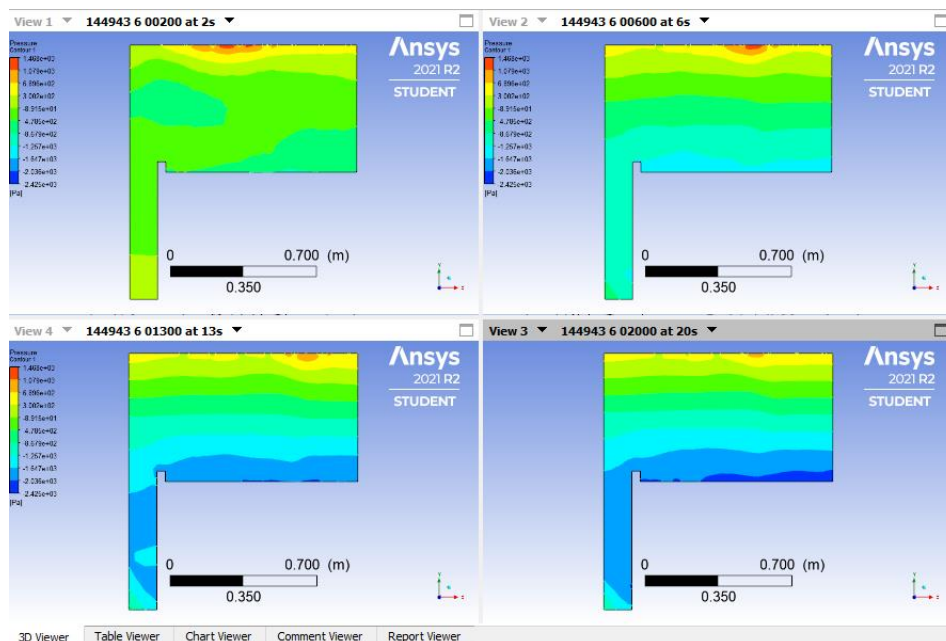


Figure V-1: pressure in CFD simulation screenshot

La

Figure V-2 explique clairement les valeurs obtenues. Comme on le voit, les valeurs de perte de charge sont proches les unes des autres - corrélations et simulation CFD - avec une erreur de 6,72 % et 19,4 % à $U_L = 0,521 \text{ m.s}^{-1}$ et $U_L = 0,716 \text{ m.s}^{-1}$ respectivement. Ces pourcentages d'erreurs sont acceptables et valident le modèle numérique utilisé [12]. L'augmentation de l'erreur pour la vitesse la plus élevée est peut-être attribuée aux simplifications dans le modèle numérique.

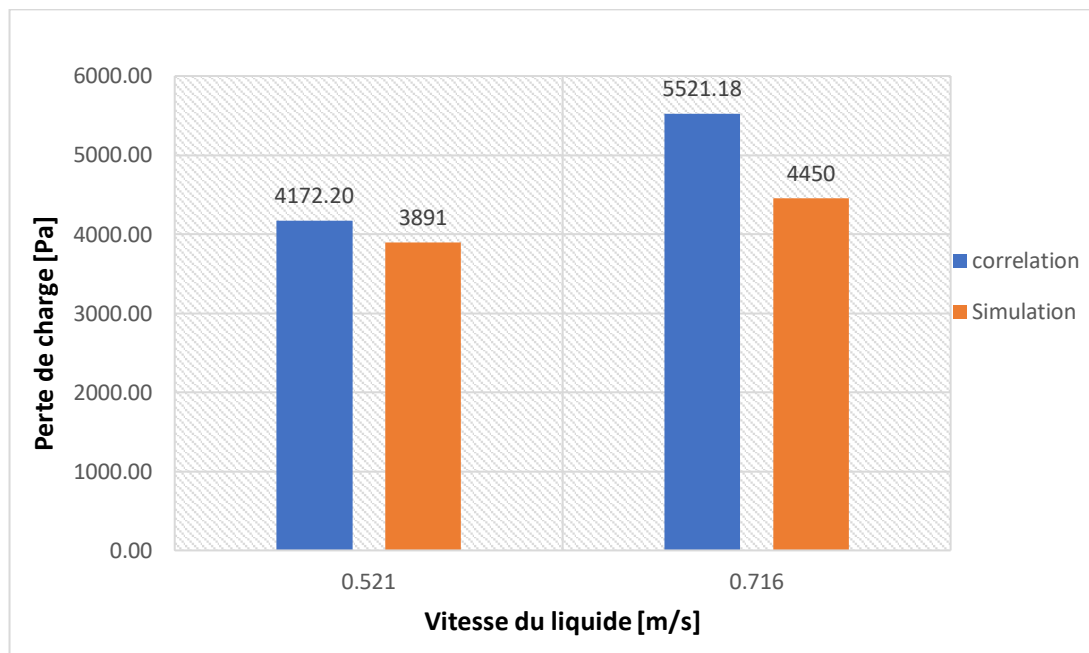


Figure V-2: Un diagramme de comparaison de la perte de charge

V.3 Entraînement

La prédiction du taux d'entraînement est très importante pour un contrôle afin d'évaluer la performance et l'efficacité des plateaux. Cependant, l'entraînement n'est pas mesurable de manière directe dans la simulation et une méthode supplémentaire a été considérée. Les taux d'entraînement ont été obtenus en multipliant la vitesse moyenne de l'eau à la sortie du gaz (Table V.1) par l'air des perforations/clapets (Table V.2).

La Figure V-3 montre les valeurs estimées de l'entraînement des différents modèles en fonction de la vitesse du liquide. Comme on peut le voir, avec l'augmentation de la vitesse du liquide, l'entraînement augmente dans le plateau à clapet de $U_L = 0.67 \text{ m}^3 \cdot \text{S}^{-1}$ à $U_L = 0.7 \text{ m}^3 \cdot \text{S}^{-1}$, alors

qu'il est plus faible et presque identique dans les plateaux à ondulations et à perforations, et reste relativement constant à $U_L = 0.18 \text{ m}^3 \cdot \text{S}^{-1}$ par l'augmentation de la vitesse.

Les valeurs élevées de l'entraînement sont remarquées dans le plateau à clapets, car les clapets sont fixes et la surface de sortie dans le plateau à clapets est plus grande que les deux autres types de plateaux.

Taux d'entraînement augmentent avec la diminution de la surface des trous fractionnés. En plus, dans le plateau à clapet, la vapeur est déviée horizontalement lorsqu'elle sort d'un clapet fixe, en même temps, la vapeur sortante des trous des plateaux perforés et à ondulations se déplace verticalement [17].

Table V.1: La moyenne de la vitesse du liquide dans différents types de plateaux.

Average of Water Velocity on gas outlet [m ²]			
Velocity [m/s]	Sieve Tray	Valve Tray	Ripple Tray
0.288	1.25283	1.20269	1.23169
0.427	1.22332	1.22391	1.20653
0.521	1.25401	1.23779	1.206
0.716	1.20884	1.25624	1.24021

Table V.2: Surface des perforations et des clapets.

	Air [m ²]
Perforations	0.148208
Valves	0.5631904

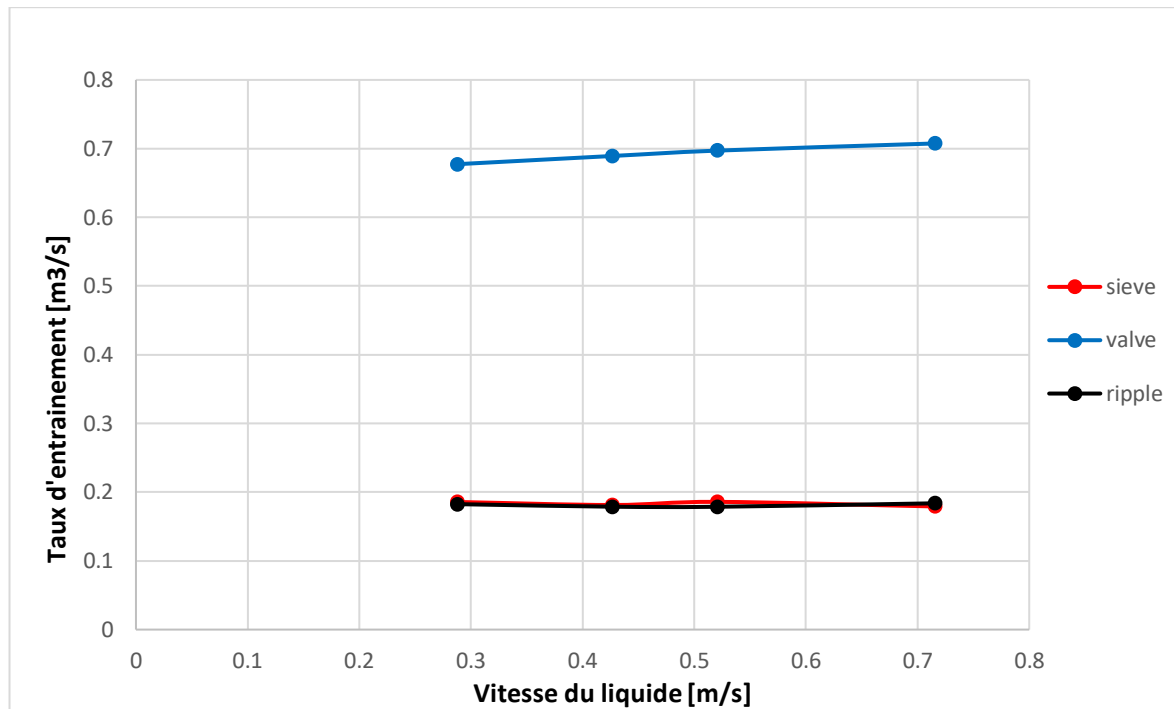


Figure V-3: Taux d'entraînement en fonction de la vitesse du liquide pour les trois plateaux.

V.4 Gradient de la perte de charge

Le gradient de la chute de pression n'est pas mesuré par une méthode directe, une approche alternative est donc utilisée. Dans cette partie, le gradient de pression a été obtenu en prenant les résultats de la dernière seconde (20ème) des simulations numériques des trois modèles de plateaux. Afin d'obtenir la valeur du gradient, la méthode utilisée est la pente de la courbe de tendance linéaire de la pression ([annexe 3](#)) puis une comparaison entre les gradients de la perte de charge de toutes les géométries a été effectuée en fonction de la vitesse du liquide, comme on peut le voir sur la Figure V-4.

Comme le montre la Figure V-4, le gradient de la perte de charge dans le plateau à clapet est plus élevé que dans les deux autres plateaux en raison de consommation de la pression par les valves qui nécessitent une pression élevée pour être ouvertes, ce qui n'est pas nécessaire dans les plateaux perforés et à ondulations. De plus, elle indique que le gradient de la perte de charge diminue avec l'augmentation des vitesses dans les trois modèles, que dans les modèles perforés et à clapets, une petite augmentation est remarquée entre $U_L = 0.521 \text{ m. s}^{-1}$ et $U_L = 0.716 \text{ m. s}^{-1}$.

Tableau V-3. Valeurs de gradient de la perte de charge de différents plateaux

Gradient de la perte de charge			
Velocity	Valve	Sieve	Ripple
0.288	5468.5	4788.2	4846.9
0.427	5327	4499.7	4722
0.521	5185.3	4382.3	4688.1
0.716	5240	4431.8	4522.1

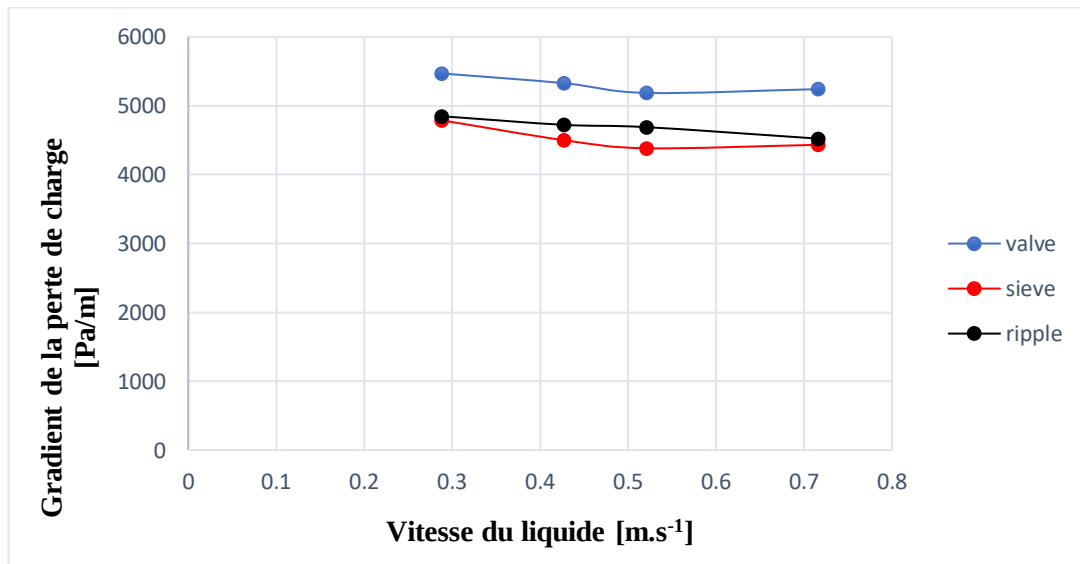


Figure V-4: Gradient de la perte de charge en fonction de la vitesse du liquide pour différents plateaux

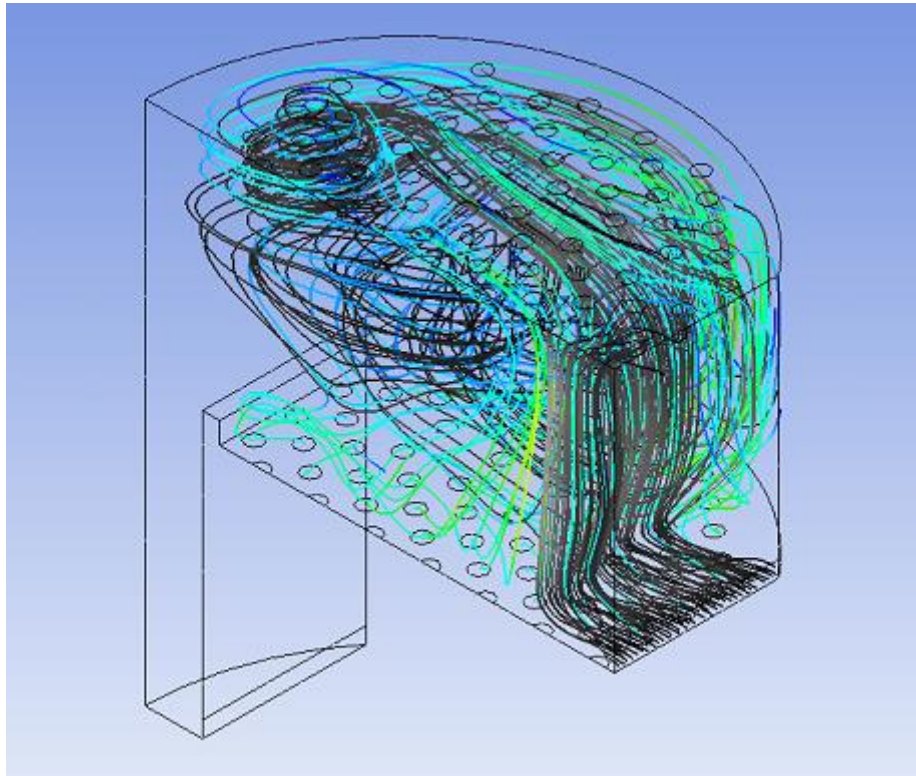


Figure V-5: *profils d'écoulement du liquide et du gaz dans le plateau perforé.*

V.5 Hauteur du liquide clair

La hauteur du liquide clair est la hauteur du liquide existant sur le plateau en l'absence de la phase vapeur. Comme on le voit, si les conditions opératoires ne sont pas bien déterminées ou si le pleurage et l'entraînement sont plus que raisonnables, la hauteur du liquide clair peut être inférieure à celle prévue, ce qui va induire un effet négatif sur les phases interférentes, et finalement la réduction de l'efficacité du plateau [2].

La Figure V-6 illustre la variation de la hauteur du liquide clair en fonction des vitesses du liquide pour différents modèles. Par conséquent, la hauteur du liquide clair a été calculée en multipliant la fraction volumique moyenne de l'eau dans l'espace du plateau par l'espacement du plateau [18].

Les résultats de la simulation CFD de la hauteur du liquide clair dans les différents modèles ont été comparés les uns aux autres comme le présente la Figure V-6. Dans le plateau à ondulations, la hauteur du liquide clair augmente avec le débit du liquide, et dans le plateau à clapet, lorsque le débit du liquide est faible, elle reste approximativement constante jusqu'au point $U_L = 0,521 \text{ m.s}^{-1}$, où elle commence à augmenter pour atteindre son maximum à $U_L = 0,716$

m.s^{-1} . Dans le plateau perforé, la hauteur du liquide clair a diminué jusqu'au point où $U_L = 0,428 \text{ m.s}^{-1}$ pour atteindre son minimum, d'où elle a augmenté en augmentant le taux de liquide.

Comme mentionné au début, et comme expliqué dans le titre d'entraînement ([Entrainement](#)), en raison de l'entraînement plus élevé dans le plateau à clapets, une hauteur de liquide clair plus faible est remarquée dans ce type de plateaux

Les Figure V-7, Figure V-8, et Figure V-9 montrent la fraction volumique de l'eau dans tous les modèles pour une meilleure explication.

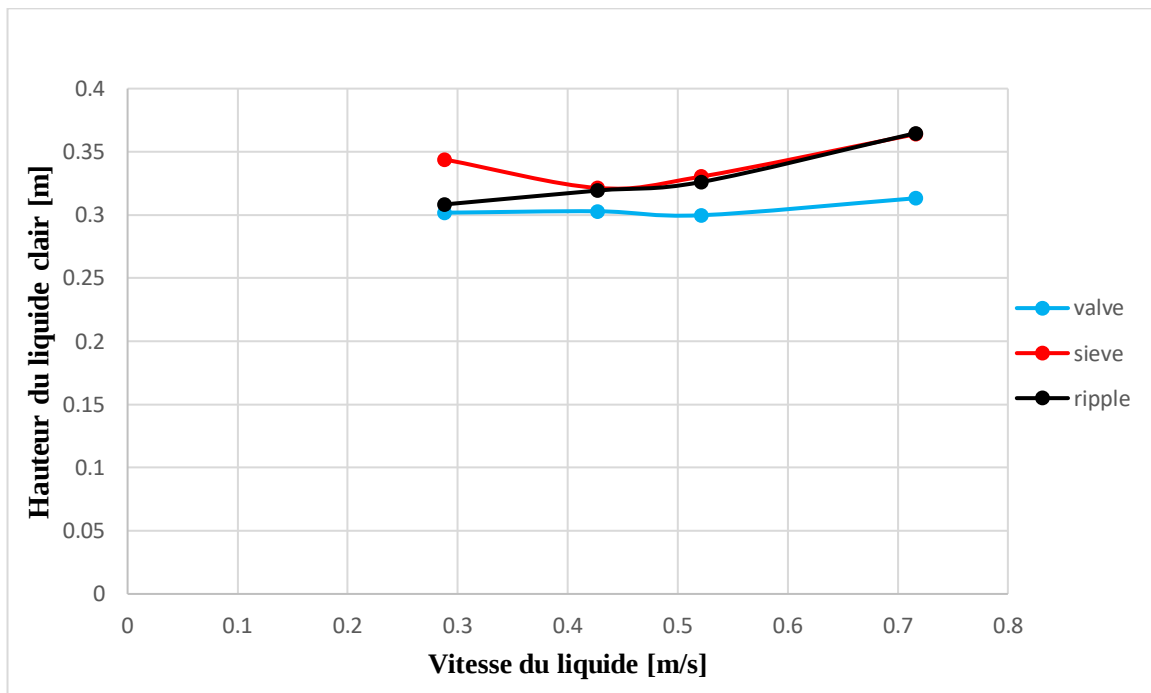


Figure V-6: Hauteur du liquide clair en fonction de la vitesse du liquide pour différents plateaux.

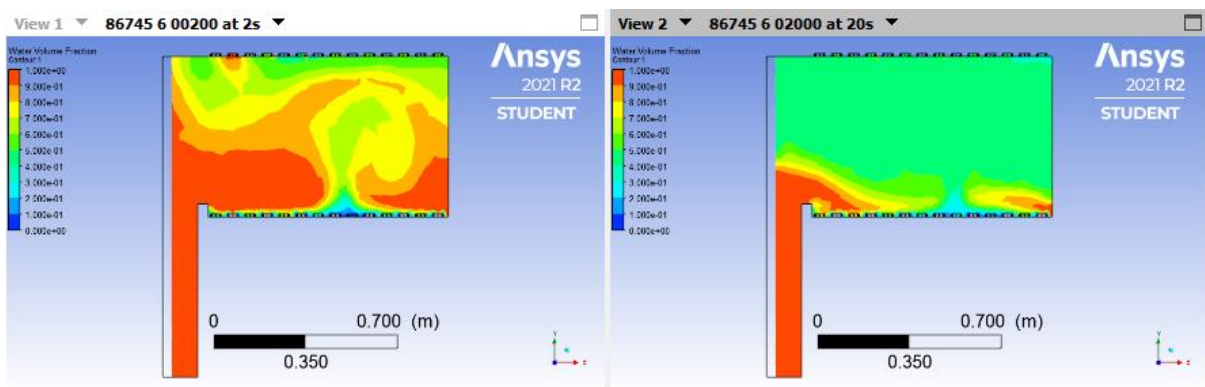


Figure V-7: Une capture d'écran de la fraction du volume d'eau dans le modèle à clapets à la 2e et à la 20e seconde.

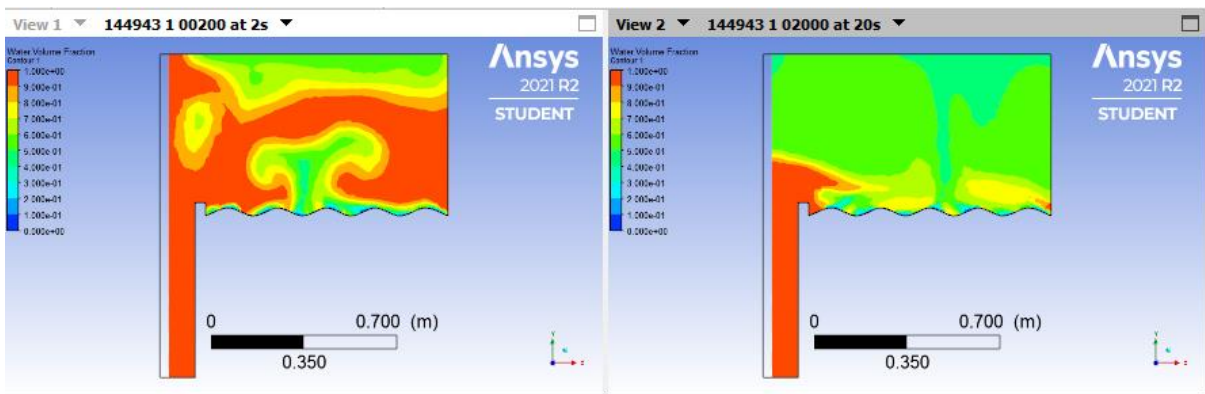


Figure V-8: Une capture d'écran de la fraction du volume d'eau dans le modèle ondulé à la 2e et à la 20e seconde.

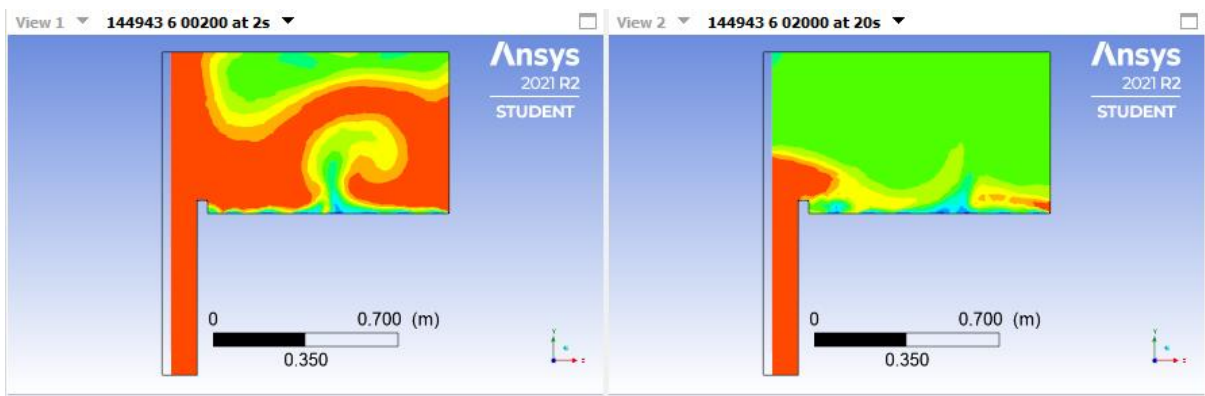


Figure V-9: Une capture d'écran de la fraction du volume d'eau dans le modèle perforé à la 2e et à la 20e seconde

V.6 La rétention moyenne de liquide (Fraction volumique)

La Figure V-10 représente les données de simulation de la rétention moyenne de liquide, un plan horizontal a été considéré dans lequel la fraction volumique moyenne du liquide a été calculée. Comme on peut l'observer, la rétention moyenne de liquide dans le plateau à clapets est toujours la plus faible pour toutes les vitesses, cependant que les plateaux perforés et à ondulations atteignent presque les mêmes valeurs de rétention de liquide pour différents débits de liquide. On peut également remarquer que dans ce diagramme à barres, la rétention moyenne de liquide est constante dans le plateau à clapet pour toutes les vitesses avec une légère augmentation à $U_L = 0,521$ m/s lorsque la vitesse du liquide est égale à la vitesse de l'air. Le clapet dirige la vapeur vers le liquide horizontalement, ce qui permet un meilleur contact entre le gaz et le liquide, alors qu'elle augmente dans les plateaux à perforations et à ondulations. Tout cela à cause des ondulations dans le plateau ondulé, qui joue un rôle important dans la redistribution du liquide, et augmente le temps de contact gaz-liquide.

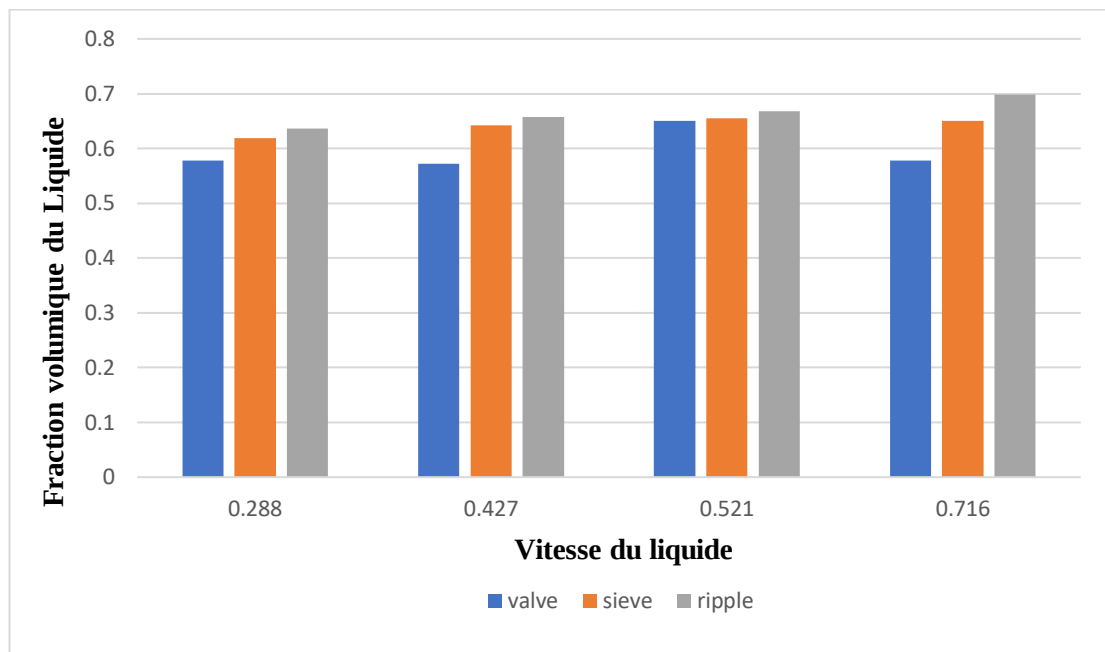


Figure V-10: Rétention du liquide en fonction de la vitesse liquide pour différents plateaux.

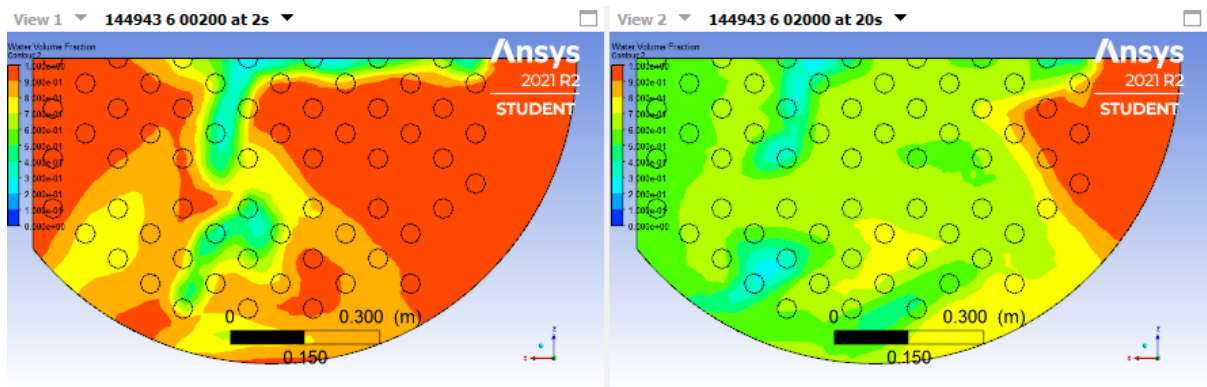


Figure V-11: Contour de la distribution du flux d'eau sur le plateau perforé.

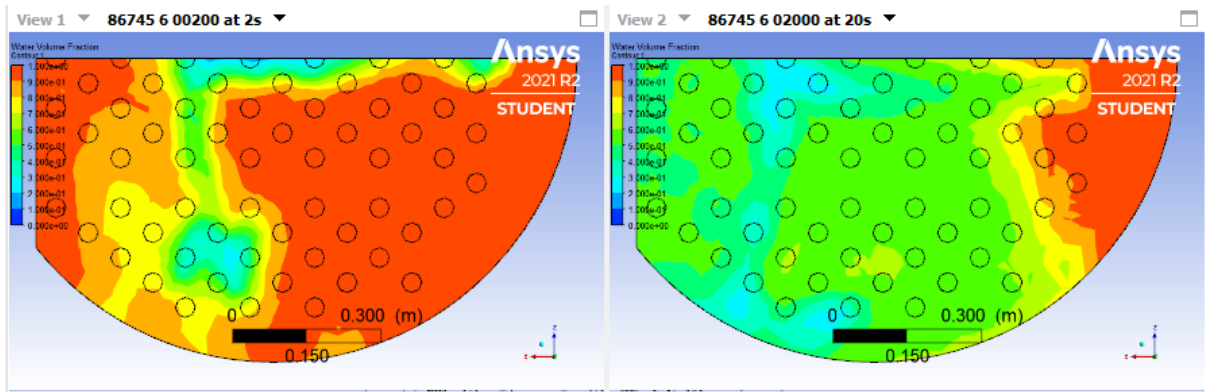


Figure V-12: Contour de la distribution du flux d'eau sur le plateau à clapets.

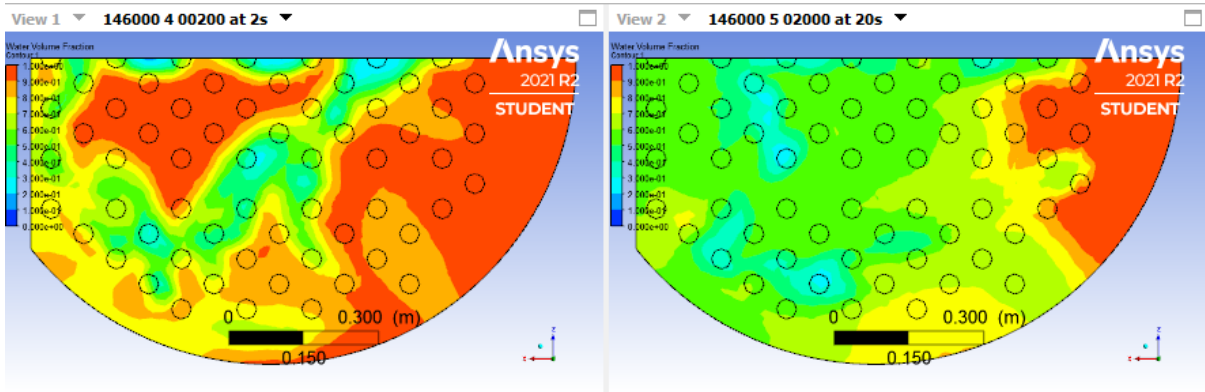


Figure V-13: contour de la distribution du flux d'eau sur le plateau ondulé.

V.7 Distribution de la vitesse de liquide

Les Figure V-14 à Figure V-16 indiquent les vecteurs de vitesse du liquide de diverses plateaux dans le plan horizontal à 0,03 m de hauteur du plateau à $U_L = 0,716 \text{ m.s}^{-1}$. Il convient de noter que le vecteur de vitesse du liquide ou du gaz seul peut être important même dans les zones où la fraction volumique de liquide correspondante est nulle. Par conséquent, le produit du vecteur de vitesse du liquide est tracé avec la fraction de volume de liquide locale, car il donne une véritable mesure des débits de liquide locaux [9]. L'orientation des vecteurs de la vitesse prouve que les zones liquides qui apparaissent dans les plateaux ne sont pas les mêmes, et une distribution non uniforme de la vitesse du liquide est observée dans tous les cas. La vitesse du

liquide diminue quand on se déplace du centre du plateau vers la paroi du plateau. Solari et Bell [19] ont fait des observations similaires, en remarquant que le taux de gaz joue un rôle important dans la détermination de la distribution de la vitesse du liquide.

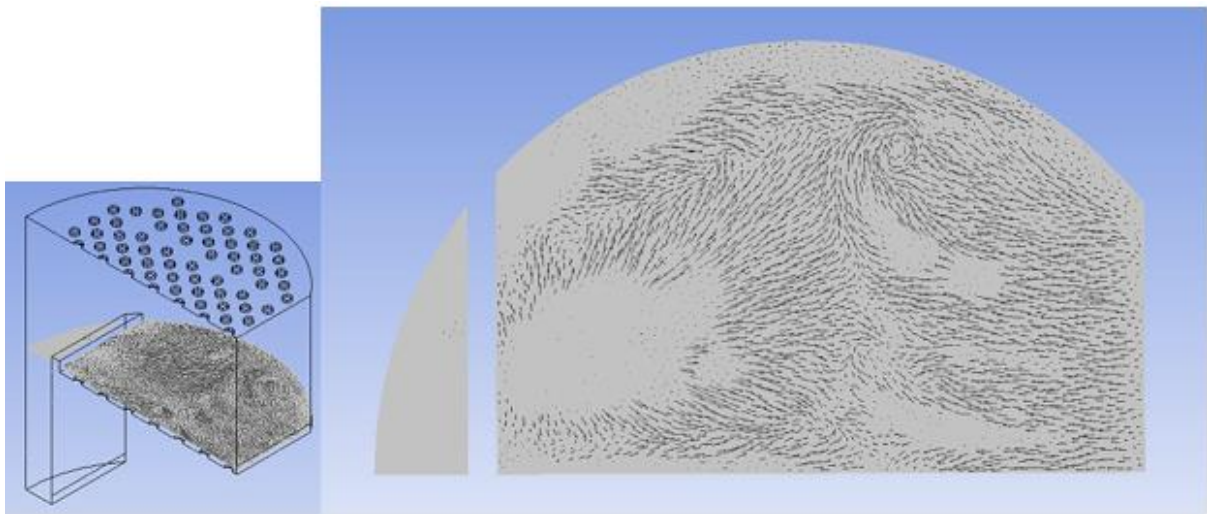


Figure V-14: vecteur vitesse du liquide dans le plateau à clapets.

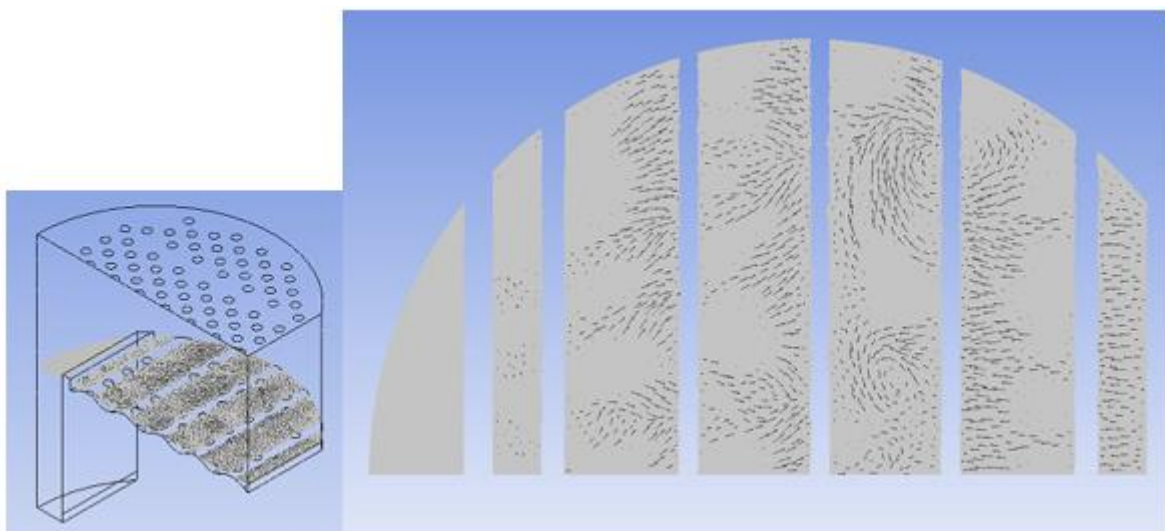


Figure V-15: vecteur vitesse du liquide dans le plateau ondulé.

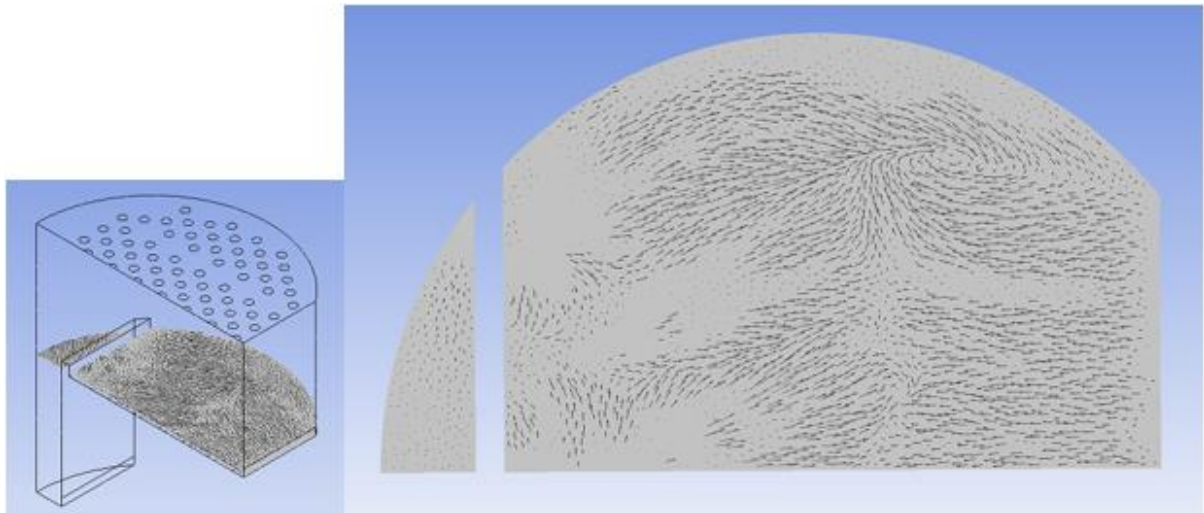


Figure V-16: vecteur vitesse du liquide dans le plateau perforé.

Conclusion Générale

Computational Fluid Dynamics permet de modéliser divers phénomènes industriels où la configuration expérimentale n'est pas possible de mettre en place. Il permet d'effectuer une analyse phénoménologique complète et détaillée sur toute la géométrie du domaine d'écoulement, y compris les effets liés à la géométrie, aux propriétés des matériaux, aux conditions de fonctionnement, etc.

Dans notre mémoire, des simulations bi-phasiques tridimensionnelles air-eau dans un cadre Eulérien pour trois plateaux différents avec des conditions de fonctionnement similaires ont été réalisées. La comparaison des résultats CFD de la chute de pression avec les résultats obtenus par les corrélations expérimentales montre 6,72 % et 19,4 % de différence dans $U_L = 0,521$ m/s et $U_L = 0,716$ m/s respectivement qui indiquent un bon agrément entre eux. À partir des résultats de la simulation (l'entraînement, gradient de la perte de charge, hauteur du liquide clair, la fraction volumique moyenne du liquide et la distribution de la vitesse du liquide) il a été conclu que les plateaux à ondulations et à perforations ont presque le même comportement et le même effet sur tous les paramètres étudiés. Ce qui est plus efficace que l'effet du plateau à clapets.

Cette étude nous a montré que l'outil CFD peut résoudre nombreuses limitations associées à la réalisation des bon d'essai d'expériences.

BIBLIOGRAPHIE ET ANNEXE

Bibliographie

- [1] S. R. N. M. H. F. Keshavarz Shenastaghi, «CFD simulation and experimental validation of bubble cap tray hydrodynamics,» *Separation and Purification Technology*, 2017.
- [2] M. F. J. K. Taleb Zarei, «Hydrodynamic characteristics of valve tray: Computational fluid dynamic simulation and experimental studies,» *Korean J. Chem. Eng.*, vol. 34(1), pp. 150-159, 2017.
- [3] R. D. S. a. R. H. Weiland, «Mass-Transfer Characteristics of Valve Trays,» *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 26, n° 1228, 1987.
- [4] A. R.-L. D. L. M. M. L. D. R. Brahem, «Experimental hydrodynamic study of valve trays,» *Chemical Engineering Science*, vol. 100, n° 123-32, 2013.
- [5] D. X. L. S. M. X. H. L. Xin Gang Li, «Chemical Engineering and Processing,» *CFD simulation of hydrodynamics of valve tray*, vol. 48, n° 1145-151, 2009.
- [6] H. G. J. S. Y. W. L. Z. Shuo Jiang, «Modeling fixed triangular valve tray hydraulics using computational fluid Dynamics,» *Chemical Engineering and Processing*, vol. 52, pp. 74-84, 2012.
- [7] M. M. P. a. R. Rahimi, «Hydrodynamics of Sieve Tray Distillation Column Using CFD Simulation,» *Journal of Chemical and Petroleum Engineering*, vol. 49, n° 12, pp. 119-129, Dec.2015.
- [8] F. L. a. F. Castells., «Influence of Tray Geometry on Scaling Up Distillation Efficiency from Laboratory Data,» *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 38, pp. 2747-2753, 1999.
- [9] K. N. a. K. T. C. Getye Gesit, «CFD Modeling of Flow Patterns and Hydraulics of Commercial-Scale Sieve Trays,» *AIChE Journal*, vol. 49(4), p. 910, 2003.
- [10] C. J. L. X. G. Y. K. Y. X. L. Wang, «Computational fluid dynamics simulation of three-dimensional liquid flow and mass transfer on distillation column trays,» *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 43, pp. 2556-2567, 2004.
- [11] M. M. S. E. B. Rahbar Rahimin, «The effect of tray geometry on the sieve tray efficiency,» *Chemical Engineering Science*, vol. 76, pp. 90-98, 2012.

- [12] C. J.C., Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux : Dimensionnement, Techniques de l'Ingénieur, J 2 623..
- [13] G. W. W. M. G. Z. Z. Hechun Yu, «Research on flow characteristics of aerostatic circular thrust bearing,» chez *19th International Conference of Fluid Power and Mechatronic Control engineering*, 2018.
- [14] W. M. H K Versteeg, An introduction to computational fluid dynamics.
- [15] R. Z. B. J. Z. L. a. L. Z. Y. S. Na Yanga, «Computational fluid Dynamics and Experimental validation of hydrodynamics of ripple tray,» *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, 2015.
- [16] H. M. A. B. a. M. W. M. D. Noriler, «Thermal fluid dynamics analysis of gas– liquid flow on a distillation sieve tray,» *Chemical Engineering Journal*, vol. 136, pp. 133-143, 2008.
- [17] K. S. a. H.-J. B. Jonas Schulz, *Chem. Ing. Tech*, vol. 92, n° 13, pp. 256-265, 2020.
- [18] T. R. R. & Z. M. Zarei, «Computational fluid dynamic simulation of MVG tray hydraulics,» *Korean J. Chem. Eng*, vol. 26, pp. 1213-1219, 2009.
- [19] R. B. a. R. L. B. Solari, «Fluid Flow Patterns and Velocity Distribution on Commercial-Scale Sieve Trays,» *AIChE J*, vol. 32, n° 1640, 1986.

Annexe

Annexe 1 : Calcule des pertes de charges

Vitesse de vapeur minimale à travers les perforations :

$$u_h = \frac{\text{vapor flow}}{A_h} = 3.373637051 \text{ m/s}$$

Avec:

$$A_h = (3,14 \times (0,04/2)^2) \times 118 = 0,148208$$

118 = nombre de perforations.

$$\text{Vapor flow} = 0,01219$$

Perte de charge des plateaux (chute de pression) :

Perte de charge totale :

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$$

Hauteur du liquide au-dessus du déversoir h_{ow} :

$$h_{ow} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L l_w} \right]^{2/3} = 135,3648459$$

Avec :

l_w : longueur de déversoir [m]

L_w : débit massique de la phase liquide [kg/s]

Hauteur du déversoir h_w :

$$h_w = 50 \text{ mm}$$

La chute de pression à travers un plateau sec :

$$h_d = 51 \left[\frac{u_h}{C_0} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 0,000752715$$

Avec :

u_h : est la vitesse à travers les orifices [m/s].

ρ_v : masse volumique d'air [kg/m³].

ρ_L : masse volumique d'eau [kg/m³].

Le coefficient C_0 d'orifice est une fonction de l'épaisseur du plateau, du diamètre d'orifice, et du rapport :

$$\frac{A_h}{A_{area}} \times 100 = 14.70668$$

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{hole diameter}} = \frac{5}{40} = 0.125$$

Alors : $C_0 = 0.75$

Pertes de charge résiduelle :

$$h_r = \frac{12.5 \times 10^3}{\rho_L} = 12,52254057$$

Avec :

ρ_L : masse volumique d'eau [kg/m³].

D'où :

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r = 197,8881392$$

La hauteur du liquide clair dans le déversoir :

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc}$$

Avec :

h_{dc} : la perte de charge dans la sortie du déversoir [mm].

La perte de charge dans la sortie du déversoir :

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_{wd}}{\rho_L A_p} \right]^2 = 40,63091$$

Avec :

L_{wd} : débit du liquide dans le déversoir [kg/m].

A_p : l'aire sous le déversoir.

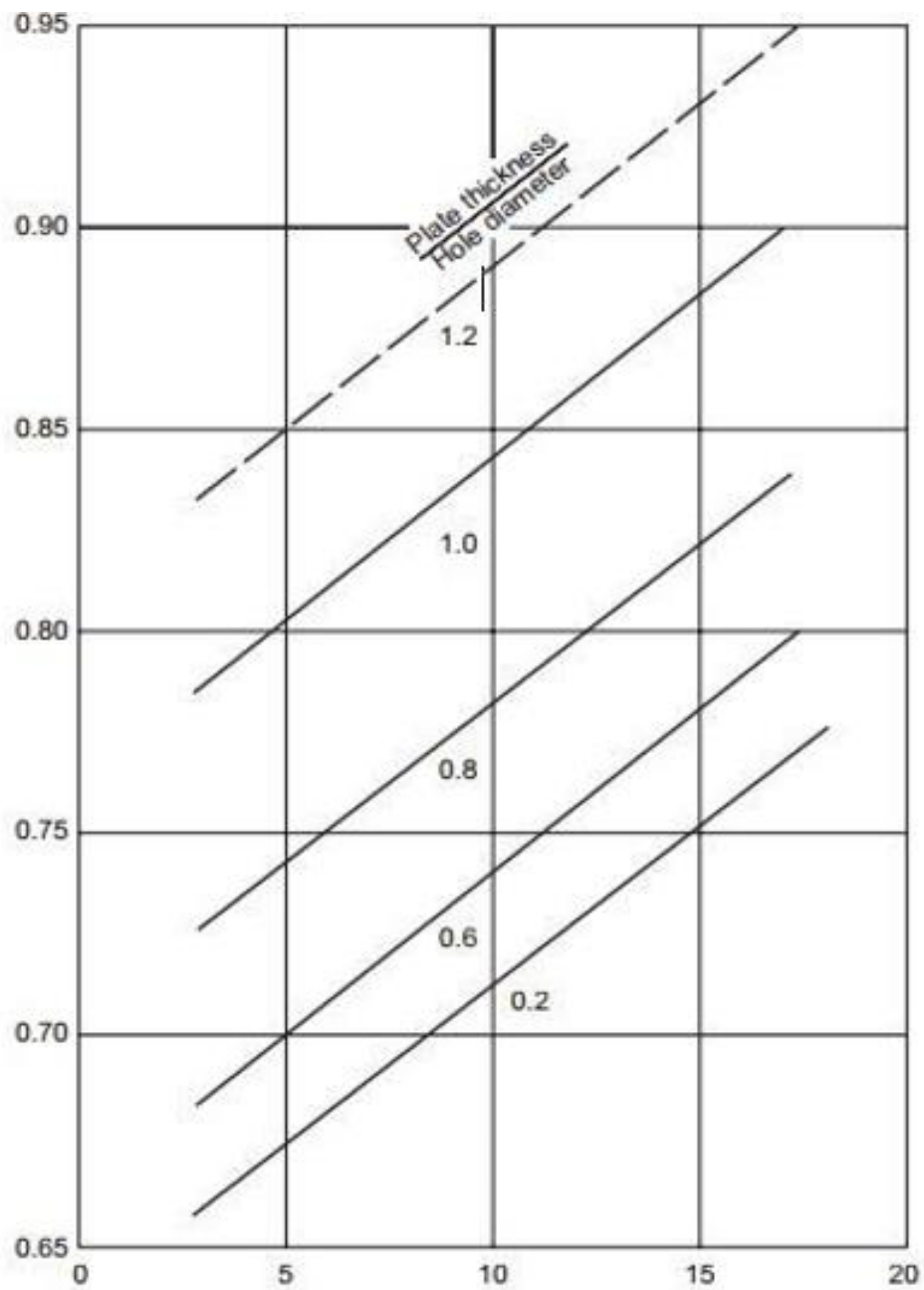
$$A_p = h_{ap} \times l_w = 0,0304$$

h_{ap} : est la hauteur de la sortie du déversoir au-dessus de la base du plateau.

D'où :

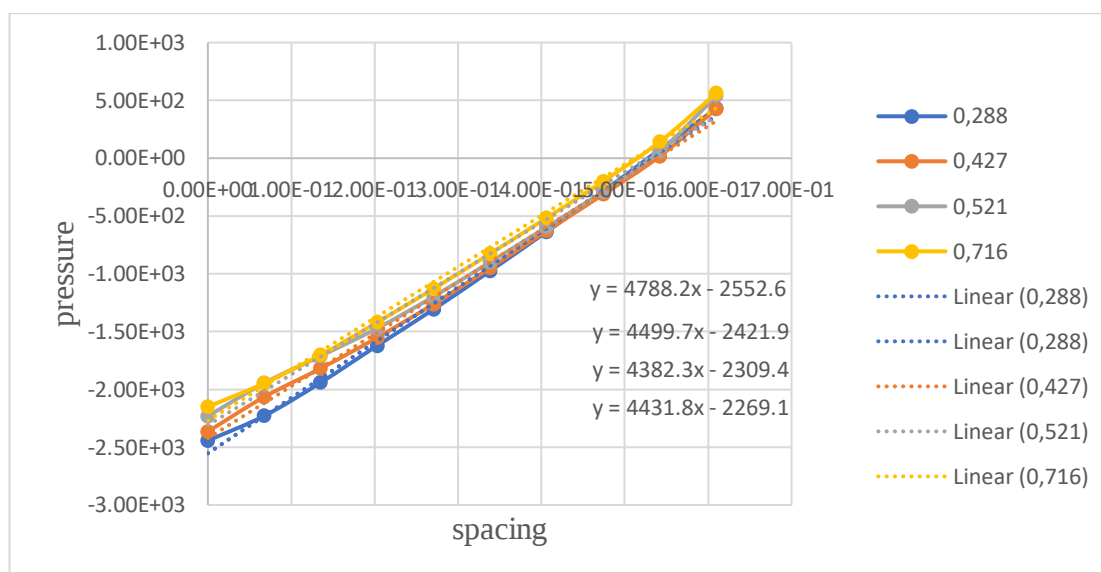
$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} = 423,8839 \text{ mm liquide.}$$

Annexe 2 : courbe de coefficient d'orifice

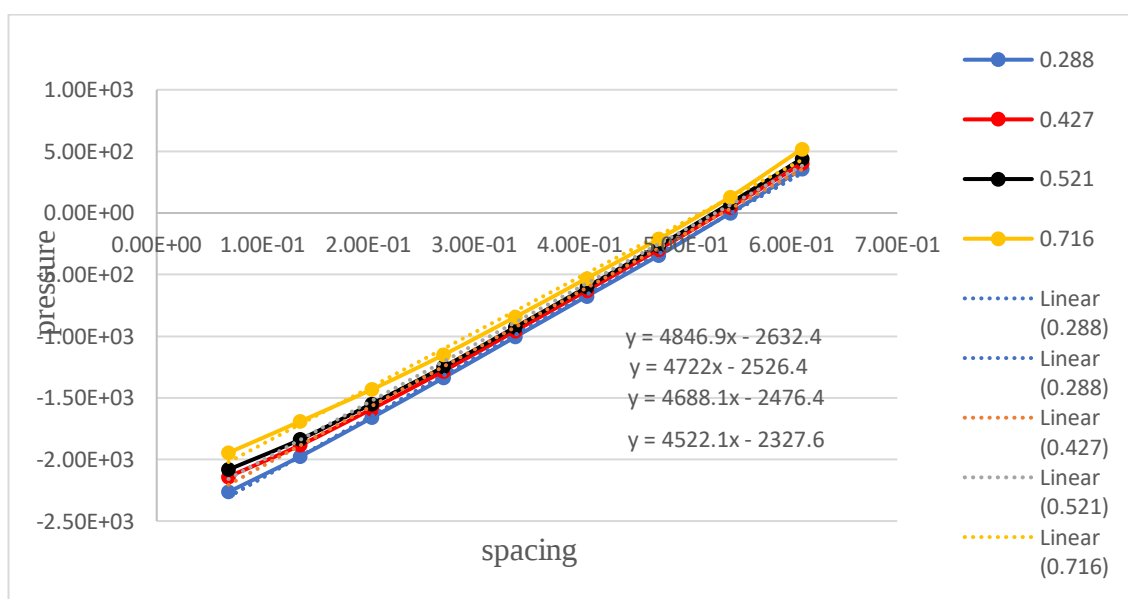


Coefficient d'orifice C_0 V pourcentage de surface perforée

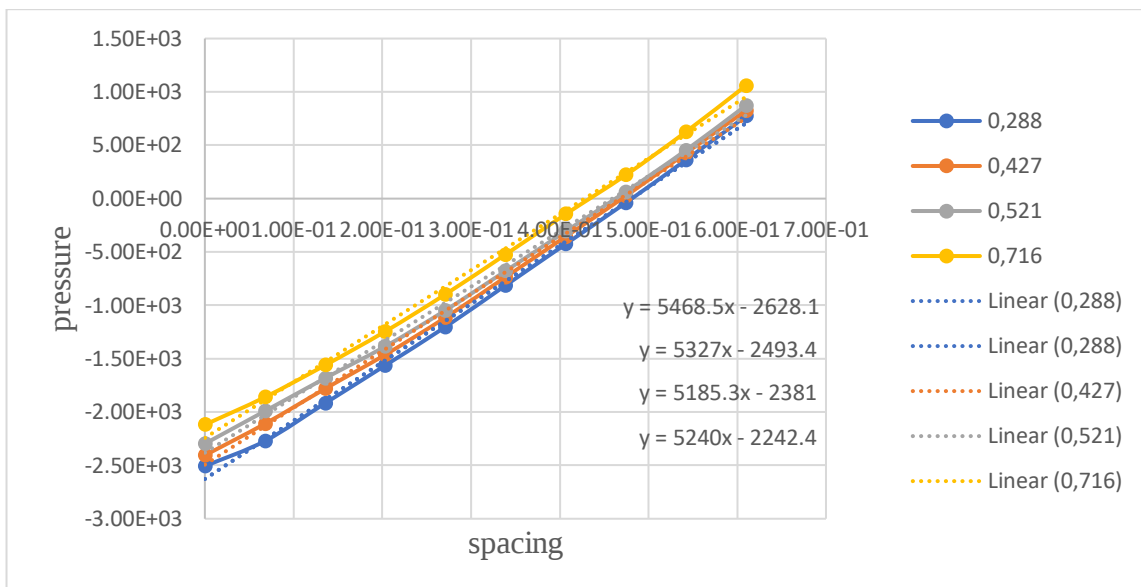
Annexe 3 : Courbe de tendance linéaire de la pression



Courbe de tendance linéaire de la pression du plateau perforés.



Courbe de tendance linéaire de la pression du plateau ondulé.



Courbe de tendance linéaire de la pression du plateau à clapets.