
N° Série :/2023

Université Kasdi Merbah Ouargla



Faculté des Hydrocarbures Energies Renouvelables et Science de la Terre et de l'Univers

Département de Production des Hydrocarbures

MEMOIRE

Pour obtenir le Diplôme de Master

Option : Production

Présenté Par :

BARBEDJ Rahma, BOUALI Ikram, BOUFAREH Malak

-THEME-

DIMENSIONNEMENT D'UN ECHANGEUR DE CHALEUR POUR
L'OPTIMISATION DE GAS-LIFT (Etude des puits OMGZ 801 et OMGZ 81)

Soutenue le :15/06/ 2023 devant la commission d'examen

Jury :

Président :	FROUHAT Rachid	MAA	Univ. Ouargla
Rapporteur :	ARBAOUI Mohamed Ali	MCB	Univ. Ouargla
Examineur :	KHEBBAZ Med Elghali	MAA	Univ. Ouargla

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

REMERCIEMENT

Tout d'abord, nous remercions Dieu qui nous a donné la force et la puissance pour terminer ce modeste travail.

On remercie également notre encadrant Mr ARBAOUI Mohamed Ali qui a accepté de suivre cette étude et qui nous a guidé à réaliser ce travail.

Sans oublier de remercier tout le personnel de la direction Engineering et Production de Hassi -Messaoud, particulièrement Mr SATOUH Ammar & Mr BENDJERAD Belaid & Mr DJELDJEL Amin qui nous a encadré, orienté et aidé à comprendre notre étude, au cours de notre stage.

Nous adressons nos chaleureux remerciements à l'ensemble des enseignants du département de Production des Hydrocarbures qui ont participé de près ou de loin à notre formation durant notre cursus universitaire.

En définitive, nous remercions toutes les personnes qui ont participées de près ou de loin, de façon directe ou indirect, à la réussite de ce travail pour lequel nous avons tant consacré.





Dédicace

*Je dédie ce modeste travail
A mes très chers parents
A ceux qui m'ont toujours encouragé pour que je réussisse dans mes études
A ceux qui ont veillé pour mon bien être
A ceux qui m'ont soutenu dans les moments les plus difficiles de ma vie
A ceux que j'aime et je respecte infiniment Le jour est venu pour leur dire
Merci...*

*À ma chère grand-mère, que Dieu la préserve.
A toute ma famille.
A toutes mes amies chacune à son nom.
Je vous dédie ce travail avec tous mes vœux de bonheur, de santé
Et de réussite.*

B·RAHMA





Dédicace

Je dédie ce travail à :

A celle qui a inséré le goût de la vie et le sens de la responsabilité...

Merci MERE.

A celui qui a été toujours la source d'inspiration

Et de courage ...

Merci PERE.

A mes frères et ma sœur.

A mes grands-parents et à toute ma famille.

A mes amies.

A toutes personnes cher à mon cœur.

B·IKRAM





Dédicace

*Je dédie ce travail à :
La plus forte femme au monde
Ma mère...*

*Qui m'a entouré d'amour, d'affection et qui fait tout pour ma réussite, qui
m'a aidé à devenir ce que je suis aujourd'hui, que dieu la garde et la protège ;*

Celui qui a été toujours à mes côtés pour m'encourager,

Mon père

Mes très chères sœurs, qui sont toujours là pour moi

A ma famille

A mon soutien moral et source de joie et de bonheur, mon fiancé

A mes amies et tous ceux qui sont chers à mon cœur.



B·MALAK

Résumé :

Notre travail se focalise sur le dimensionnement d'un échangeur de chaleur pour assurer la continuité de production des puits Gas Lift et de minimiser le nombre de puits ayant le problème de givrage, dans ce contexte dans le champ de Hassi Messaoud on 'a essayé de réchauffer le Gas lift injecté par l'huile produite puis une évaluation et optimisation de cette technique a été faite sur la base des résultats des puits pilote dans ce champ. Pour la confirmation et vérification des résultats on utilise le logiciel HYSYS et la méthode de Kern comme des outils de calculs. Parmi les 15 puits sélectionnés comme des puits candidatures pour l'échangeur (selon des critères précis), deux puits (OMGZ81/OMGZ801) ont été choisis pour réaliser notre étude, pour le premier puits les résultats ont été satisfaisants, la température augmente de -1°C jusqu'à 25°C , mais pour l'autre ; n'était pas efficace (de -1°C vers 5°C) car le dimensionnement d'échangeur n'était pas adéquat a ce type de puits, aussi les paramètres d'huiles ne sont pas les mêmes dans les deux puits précédents.

Mots-clés : Echangeur, Kern, HYSYS, Gas lift, dimensionnement, température.

ملخص

هذا العمل يركز على تحديد ابعاد مبادل حراري لضمان استمرارية انتاج آبار غاز الرفع وتقليل عدد الآبار التي تعاني من مشكلة التجمد، في هذا السياق في حقل حاسي مسعود حاولنا تسخين غاز الرفع المحقون بالنفط المنتج، ثم تم تقييم هذه التقنية وتحسينها على أساس نتائج الآبار التجريبية في هذا المجال. لتأكيد النتائج والتحقق منها، يتم استخدام برنامج HYSYS وطريقة كيرن كأدوات حساب. تم اختيار بئرين (OMGZ81/OMGZ801) من بين 15 الابار المختارة كأبار مرشحة للمبادل (وفقاً لمعايير محددة) لإجراء دراستنا. وكانت النتائج مرضية لأول بئر، حيث ارتفعت درجة الحرارة من -1 درجة مئوية إلى 25 درجة مئوية، ولكن بالنسبة للآخر؛ لم يكن فعالاً (من -1 درجة مئوية إلى 5 درجات مئوية) لأن حجم المبادل الحراري لم يكن مناسباً لهذا النوع من الآبار، وبالتالي فإن معلومات النفط ليست متشابهة في البئرين السابقين.

الكلمات المفتاحية : مبادل حراري، كيرن، HYSYS، غاز الرفع، التحجيم، درجة حرارة.

Abstract:

Our work focuses on the design of a heat exchanger to ensure the continuity of production of Gas-Lift wells and to minimize the number of wells having the problem of icing, in this context in the Hassi Messaoud field we have tried to heat the gas lift injected by the oil produced, then an evaluation and optimization of this technique was carried out on the basis of the results of the pilot wells in this field. For the confirmation and verification of the results, the HYSYS software and the Kern method are used as calculation tools. Among the 15 wells selected as

candidate wells for the exchanger (according to specific criteria), two wells (OMGZ81/OMGZ801) were chosen to carry out our study, for the first well the results were satisfactory, the temperature increases by -1°C up to 25°C , but for the other; was not effective (from -1°C to 5°C) because the heat exchanger sizing was not adequate for this type of well, so the oil parameters are not the same in the two previous wells.

Key words: heat exchangers, Kern, HYSYS, Gaz lift, sizing, temperature.

Table des matières

Remerciement

Dédicace

Résumé

Liste des figures

Liste des tableaux

Symboles-Notions-Abréviations

Introduction	1
Chapitre I : Généralité sur le gaz lift et les hydrates à HMD	
I.1.Introduction	3
I.2.La vie d'un puits de pétrole	3
I.3. Définition et principe du Gaz lift	4
I.4. Types de Gaz lift	4
I.4.1 Gaz lift continu	4
I.4.2 Gaz lift intermittent	4
I.5. Applications du Gaz lift	5
I.6. Pourquoi le Gaz lift à Hassi Messaoud ?.....	6
I.7. Les types de Complétions à Hassi Messaoud	6
I.8.Situation actuelle du Gaz lift à Hassi Messaoud	6
I.9. Contraintes d'exploitation du Gaz Lift à HMD	6
I.10.Problèmes liés à l'activation d'un puits par le gaz lift	7
I.11.Les hydrates	7
I.12.Types des hydrates	9
I.13.Les facteurs favorisant la formation d'hydrates	9
I.14.Mise en point sur les hydrates de gaz	10
I.15.Méthodes de prédiction des conditions de formation des hydrates	10
I.16.Prévention des hydrates	11
I.17.Conclusion	14
Chapitre II : Généralité sur les échangeurs de chaleur et la méthode de Kern.	
II.1. Introduction	15
II.2. Définition générale	15
II.3. Principe général de fonctionnement	15
II.4. Critères de classification des échangeurs de chaleur	16
II.4.1. Classification selon la technologie	16
II.4.2. Classification selon le mode de transfert de chaleur	16
II.4.3. Classification suivant le procédé de transfert de chaleur	16
II.4.4. Classification fonctionnelle	16
II.4.5. Classification suivant la nature du matériau de la paroi d'échange	16

II.5. Principaux types d'échangeur de chaleur.....	17
II .5.1. Echangeurs tubulaires	17
II.5.2. Echangeur à plaque	19
II.5.3. Les échangeurs de chaleur à ailettes	20
II .5.4. Les échangeurs à changement de phase	20
II.6. Arrangement de l'écoulement	22
II.7. La méthode de Kern	22
II.8. Dimensionnement de l'échangeur de chaleur à tube et à calandre	23
II.9. Calcul avec la méthode Kern	23
II.9.1 Calcul de la quantité de chaleur échangée	23
II.9.2 Calcul de la ΔTLM (Différences de Températures Logarithmiques Moyenne)	23
II.9.3 Calcul des températures calorifiques des fluides	24
II.9.4 Choisir l'ordre de passage des fluides	25
II.9.5 Calcul du facteur de correction F	25
II.9.6 Estimation de coefficient global	27
II.9.7 Estimation de la surface	27
II.9.8 Détermination de nombre d'appareil	27
II.9.9 Détermination des caractéristiques de l'échangeur :.....	27
II.9.10 Calcul des coefficients de convection :.....	30
II.9.11 Calcul du coefficient global d'échange.....	33
II.9.12 Calcul des pertes de charges	33

Chapitre III : Optimisation de l'injection de Gas-lift Par PIPESIM.

III.1. Introduction	Erreur ! Signet non défini.
III.2. Les critères des puits candidats	Erreur ! Signet non défini.
III.3. Optimisation gaz lift par le logiciel (PIPESIM)	Erreur ! Signet non défini.
III.3.1 Présentation du logiciel d'optimisation	Erreur ! Signet non défini.
III.3.2 Puits OMGZ 81.....	Erreur ! Signet non défini.
III.3.3 Puits OMGZ 801	Erreur ! Signet non défini.
III.4 Conclusion	Erreur ! Signet non défini.

Chapitre IV : Dimensionnement d'un échangeur de chaleur (puits OMGZ 801 et OMGZ81)

IV.1 Introduction	Erreur ! Signet non défini.
IV.2 Description de l'échangeur de chaleur installé dans le champ HMD	Erreur ! Signet non défini.
IV. 3 Application de la méthode Kern	Erreur ! Signet non défini.
IV.3.1 Application de la méthode Kern sur le puits OMGZ81 ..	Erreur ! Signet non défini.
IV.3.2 Application de la méthode Kern sur le puits OMGZ801	Erreur ! Signet non défini.
IV.4. Partie simulation HYSYS	Erreur ! Signet non défini.

IV.4.1 Description du simulateur HYSYS	Erreur ! Signet non défini.
IV.4.2 Les modèles thermodynamiques sur HYSYS	Erreur ! Signet non défini.
IV.4.3 Les étapes d'utilisation du logiciel HYSYS	Erreur ! Signet non défini.
IV.4.4 Les étapes de Simulation	Erreur ! Signet non défini.
IV.5 Conclusion	Erreur ! Signet non défini.
Conclusion	37
Références bibliographiques	
Annexes	

Liste des figures

Figure I. 1:Types de Gaz lift.....	5
Figure I. 2:Les types de complétions à HMD.....	6
Figure I. 3:Givrage au niveau d'un puits en Gas lift.....	7
Figure I. 4:les hydrates (les molécules d'eau et les molécules gazeuses).....	8
Figure I. 5:Structure des hydrates.....	9
Figure I. 6:Solutions pour se prémunir des risques de formation d'hydrates.....	11
Figure I. 7:Facteur de fluctuations de pression.....	11
Figure I. 8:Réchauffage du gaz à l'amont de la vanne.....	12
Figure I. 9:Déplacement de la courbe de rosée eau.....	12
Figure I. 10:Etapes de déshydratation par adsorption.....	13
Figure I. 11:Avant et après l'injection de méthanol.....	13
FigureII. 1:Schéma d'un échangeur bitube.....	18
FigureII. 2: Schéma d'un échangeur a faisceau tubulaire.....	18
FigureII. 3 :Schéma d'un échangeur monotube.....	19
FigureII. 4: Echangeurs a plaques.....	19
FigureII. 5: Schéma d'un échangeur a ailette.....	20
FigureII. 6: Condenseur a air.....	20
FigureII. 7: Condenseur a tubes concentriques.....	21
FigureII. 8: Evaporateur a air de faible puissance.....	21
FigureII. 9: Configuration d'écoulements des échangeurs de chaleur.....	22
FigureII. 10:Évolution des températures du fluide chaud et du fluide froid le long d'un échangeur à co-courant.....	24
FigureII. 11:Évolution des températures du fluide chaud et du fluide froid le long d'un échangeur à co-courant.....	24
FigureII. 12:facteur de correction à prendre en compte dans le cas d'un échangeur constitué : D'une passe côté calandre et un multiple de 2 passes côté tubes.....	26
FigureII. 13: facteur de correction à prendre en compte dans le cas d'un échangeur constitué :de 2 passes côté calandres et un multiple de 2 passes côté tubes.....	26
FigureII. 14: facteurs de correction à prendre en compte dans le cas : D'un échangeur à courants croisés, aucun fluide n'étant mixé.....	26
FigureII. 15: facteurs de correction à prendre en compte dans le cas : D'un échangeur à courant croisé, seul un des fluides étant mixé.....	26
FigureII. 16: Disposition des tubes : carré et quinconce.....	28
FigureII. 17: l'espacement standardisé entre faisceau tubulaire et calandre en fonction du type de boîte de jonction et de diamètre de faisceau tubulaire.....	29
FigureII. 18:échangeur avec écartement entre chicanes (E) et découpage(F).....	30
FigureII. 19: Facteur de transfert de chaleur j_h côté tube.....	31
FigureII. 20: Facteur de transfert de chaleur j_h côté calandre.....	32
FigureII. 21:Facteur de friction J_f côté tubes.....	34
FigureII. 22:Facteur de friction J_f côté calandre.....	35
Figure III. 1:Localisation puits OMGZ81.....	40
Figure III. 2: Historique des jaugeages OMGZ81.....	41
Figure III. 3: Performance de puits OMGZ81 actuelle.....	42
Figure III. 4: Performance du débit d'injection de gaz OMG81.....	42

Figure III. 5: Localisation puits OMGZ801.....	Erreur ! Signet non défini.
Figure III. 6: Historique des jaugeages OMGZ81 (différents paramètres). Erreur ! Signet non défini.	
Figure III. 7: Performance de puits OMGZ801 actuelle.....	Erreur ! Signet non défini.
Figure III. 8: Performance du débit d'injection de gaz OMG801 ...	Erreur ! Signet non défini.
Figure IV. 1: Schéma d'installation échangeur de chaleur.....	Erreur ! Signet non défini.
Figure IV. 2: Fabrication de l'échangeur thermique.....	Erreur ! Signet non défini.
Figure IV. 3: Echangeur de chaleur puits OMGZ801 prise le 23/03/2023. Erreur ! Signet non défini.	
Figure IV. 4: La fenêtre de l'Aspen HYSYS V8.0.....	Erreur ! Signet non défini.
Figure IV. 5: choix des composants utilisés dans l'échangeur.....	Erreur ! Signet non défini.
Figure IV. 6 : Le choix de l'équation thermodynamique.	Erreur ! Signet non défini.
Figure IV. 7 : Palette d'organigramme et le flowsheet.....	Erreur ! Signet non défini.
Figure IV. 8: Les conditions d'entrée de l'eau froide.....	Erreur ! Signet non défini.
Figure IV. 9: Les conditions d'entrée de fluide chaud.	Erreur ! Signet non défini.
Figure IV. 10: Les conditions de sortie de GL froide.....	Erreur ! Signet non défini.
Figure IV. 11: Les conditions de sortie de fluide chaude.	Erreur ! Signet non défini.
Figure IV. 12: Le passage de fluide coté tube et côté calandre dans l'échangeur de chaleur.	Erreur ! Signet non défini.
Figure IV. 13: Résultat Dimensionnement d'échangeur après simulation par Hysys (OMGZ801)	59
Figure IV. 14: Résultat Dimensionnement d'échangeur après simulation par Hysys (OMGZ801)	59
Figure IV. 15: Présentation de l'échangeur de chaleur OMGZ81.....	60
Figure IV. 16: Présentation de l'échangeur de chaleur OMGZ801.....	61

Liste des tableaux

Tableau II. 1: Les données de l'échangeur de chaleur à calandre et à tube (le puits OMGZ81)	Erreur ! Signet non défini.
Tableau II. 2: Les données de l'échangeur de chaleur à calandre et à tube (le puits OMGZ801)	Erreur ! Signet non défini.
Tableau II. 3: valeurs représentatives du coefficient global de transfert de chaleur.	27
Tableau II. 4: Les valeurs de K et n suivant le pas tubulaire triangulaire et carré et le nombre de passes.	28
Tableau III. 1: Les puits candidats au l'échangeur de chaleur	Erreur ! Signet non défini.
Tableau III. 2 : Données du puits OMGZ81 au dernier jaugeage. .	Erreur ! Signet non défini.
Tableau III. 3: Données du puits OMGZ801 au dernier jaugeage.	Erreur ! Signet non défini.
Tableau IV. 1: Les propriétés thermo-physiques de fluide chaud et GL froid. ..	Erreur ! Signet non défini.
Tableau IV. 2: Les propriétés thermo-physiques de fluide chaud et GL froide.	Erreur ! Signet non défini.

Liste des abréviations

API :	American Petroleum Institute.
IP :	Indice de Productivité.
GOR :	Gaz Oil Ratio.
PIPESIM :	Pipeline Simulator.
PVT :	Pression, Volume, Température.
WCT :	Water Cut.
GL :	Gas-Lift.
IDS :	Installation De surface.
PFD :	Process Flow Diagram.
MAP :	Manque à Produire.
HYSYS :	Hyprotech Systems.
HP :	High Pressure.
PPH :	Puits Producteur d'huile.
CCE :	Constant Composition Expansion.
BWG	Birmingham Wire Gauge.
TEMA	Tubular Exchangers Manufactures Association.
DST	Drill Stem Test.

Notions et symboles

Symbole		Unité
T_{ce}	Température d'entrée d'eau chaude	°C
T_{cs}	Température de sortie d'eau chaude	°C
T_{fe}	Température entrée d'eau froide	°C
T_{fs}	Température de sortie d'eau froide	°C
d_o	Diamètre extérieur	Mm
d_i	Diamètre intérieur	Mm
e_t	Epaisseur du tube	Mm
L	Longueur du tube	Mm
Q	La quantité de chaleur échangée	W
\dot{m}_f	Débit massique d'eau froid	Kg/s
cp_f	Chaleur spécifique d'eau froide	J/Kg K
\dot{m}_c	Débit massique de fluide chaud	Kg/s
cp_c	Chaleur spécifique d'eau chaude	J/Kg K
U	Coefficient de transfert de chaleur global	W/m ² °C
A	Surface total d'échange	m ²
ΔT_{LM}	Différence de température logarithmique moyenne	°C
T_{mc}	Température moyenne d'eau chaude	°C
T_{mf}	Température moyenne d'eau froide	°C
F_c	Facture de correction	-
F	Facture de correction	-
S	Surface	m ²
T_1	Température d'entrée côté calandre	°C
T_2	Température de sortie côté calandre	°C
t_1	Température d'entrée côté tube	°C
t_2	Température de sortie côté tube	°C
P	Le Pas tubulaire	Mm
N_t	Nombre de tubes	-
N_p	Nombre de passé	-
K	Conductivités d'acier	W/m°C
R_{fi}	Facture d'encrassement intérieur	-
R_{fo}	Facture d'encrassement extérieur	-

D_f	Diamètre de faisceau tubulaire	Mm
D_c	Diamètre de la calandre	Mm
E_c	Ecartement entre chicanes	Mm
F	Découpage	Mm
Re_f	Nombre de Reynolds côté tube	-
ρ_f	Masse volumique d'eau froide	Kg/m^3
K_f	Conductivité thermique du fluide côté tube	$W/m\ ^\circ C$
Nu_i	Nombre de Nusselt côté tube	-
G_f	La vitesse massique côté tube	Kg/sm^2
j_h	Facteur de transfert de chaleur	-
μ_{paroi}	Viscosité dynamique de paroi	$Kg/s.m$
μ	Viscosité dynamique de fluide	$Kg/s.m$
h_i	Coefficient de convection intérieur	$W/m^2\ ^\circ C$
h_0	Coefficient de convection extérieur	$W/m^2\ ^\circ C$
D_h	Diamètre hydraulique	Mm
k_c	Conductivité thermique du fluide calandre	$W/m\ ^\circ C$
Re_c	Nombre de Reynolds côté calandre	-
Pr_c	Nombre de Prandtl côté calandre	-
Nu_o	Nombre de Nusselt côté calandre	-
a_t	La section de passage	mm^2
S_M	Surface de tube	mm^2
P_M	Périmètre de tube	Mm
G_c	La vitesse massique côté calandre	kg/m^2s
a_c	Section de passage côté calandre	mm^2
U_p	Coefficient global de chaleur propre	$W/m^2\ ^\circ C$
R_{tot}	Résistance total	$m^2\ ^\circ C/W$
A_0	Surface extérieure	mm^2
A_i	Surface intérieure	mm^2
U_s	Coefficient global de chaleur saleté	$W/m^2\ ^\circ C$
ε	La différence relative	-
ΔP_{cal}	Pert de pression côté calandre	Bar
v_c	La vitesse cote calandre	m/s
ρ_c	Masse volumique de l'eau chaude	kg/m^3

j_f	Facture de friction	-
v_f	Vitesse cote tube	<i>m/s</i>
ΔP_t	Pert de pression cote tube	Bar
P_g	Pression de gisement	Bar
H	Profondeur du puits	m
G	Densité de fluide	-
D	Charges	-
P_{sep}	Pression de séparation en bar.	Bar
n_t	Nombre de passe coté tube	-

Introducción

Introduction

Le pétrole est très important dans le commerce mondial, on peut l'appeler un trésor ; mais pour le produire on a vécu plusieurs obstacles.

Parmi ces problèmes, on a le sel qui est le plus fréquent, et qui provoque le bouchage des pipes line et d'autre équipement, mais le plus dangereux lorsqu'on obtient des dépôts de sel au niveau de la colonne de production.

Alors, pour éviter la cristallisation des sels et la formation des dépôts, on a fait une injection de l'eau douce, mais cette solution a impacté négativement le potentiel du puits et a causé une chute de production d'huile, ce qui va demander une activation de puits.

Donc, on est obligé d'organiser une complétion spéciale avec tube suspendu (concentrique) qui assure une injection continue de l'eau douce et en parallèle une injection de Gaz Lift par l'espace annulaire pour l'activation de puits.

Le problème majeur du Gaz Lift est la baisse de pression qui est suivi d'une diminution de température, lors du passage du gaz à travers la duse ou la vanne de détente qui se trouve sur la ligne d'injection du Gaz Lift sur le puits. Cette baisse de température conduit à la formation des hydrates suite à la cristallisation de l'eau continue dans le gaz. La formation des hydrates au niveau de l'IDS GL empêche ce passage du gaz qui se traduit par l'arrêt total de la production du puits. Cet arrêt de production va engendrer un manque à produire en pétrole surtout durant la période hivernale (hiver). Pour pallier cette situation qui est très critique, on doit prévenir la formation des hydrates soit par le contrôle de la teneur en eau du Gaz Lift, soit par l'utilisation des moyens de chauffes adéquats et dans notre cas on l'utilise un échangeur de chaleur pour réchauffer le Gaz Lift injecté entrant coté tube par l'huile produite de puits qui entrant coté calandre. Pour le bon fonctionnement de cet échangeur, en premier lieu de trouver la température de sortie nécessaire de Gaz Lift pour obtenir une circulation normale de GL dans l'opération sans obstacles, il faut faire une simulation au moyen du logiciel HYSYS, et ensuite le dimensionnement idéal de ce type d'échangeur de chaleur pour ce type d'échauffement.

Cette étude est répartie en quatre chapitres :

Chapitre I : concerne l'activation des puits à Hassi Messaoud par le gaz lift et les problèmes majeurs liées à cette activation (les hydrates).

Chapitre II : est consacré à la classification des échangeurs de chaleur et l'étude des caractéristiques des échangeurs de chaleur à calandre et tube et une présentation de la méthode de Kern.

Introduction

Chapitre III : concerne les critères de choix des puits pour l'installation des échangeurs de chaleur et l'optimisation de gaz lift par le logiciel PIPESIM.

Chapitre IV : résume les résultats de dimensionnement d'un échangeur et l'application de la méthode Kern suite à une confirmation des résultats par le logiciel Aspen HYSYS. Le travail se termine par une conclusion et des recommandations.

Chapitre I :
Généralité sur le gaz lift et les
hydrates à HMD

I.1.Introduction :

Lorsque les puits pétroliers sont non ou insuffisamment éruptifs, la nécessité de faire une activation va être proposée, pour permettre la continuation de production. L'activation peut s'imposer au début d'exploitation lorsque le gisement ne renferme pas assez d'énergie pour relever le fluide depuis le fond jusqu'à la surface ou lorsque l'indice de productivité du puits est faible. L'activation est réalisée principalement par l'injection de gaz lift dans la partie basse de la colonne de production pour l'alléger.

La production à Hassi Messaoud n'est pas stable au long de l'année, elle subit de multiples fluctuations dont les plus importantes sont en période hivernale. Durant cette période, la production subit des manques qui peuvent atteindre 750 T/jr. Ces manques sont essentiellement dus aux arrêts de Gaz lift déclenchés par le bouchage des lignes d'injection du gaz. La cause principale de ces bouchages est la formation des hydrates [14].

I.2.La vie d'un puits de pétrole :

Chaque réservoir produisant des hydrocarbures a une pression dite "pression de réservoir". C'est l'énergie (le potentiel) qui permet aux liquides et/ou gaz de jaillir du fond du puits jusqu'à la surface, grâce à la dépression ainsi produite.

On dit qu'un puits est éruptif lorsqu'il débite en surface sans que l'on soit obligé de recourir à une source d'énergie extérieure. Pour qu'un puits soit éruptif, il faut que la pression de gisement soit supérieure à la contre pression exercée par la colonne de fluide présente dans le puits.

$$P_g > \left(\frac{H.d}{10} + \sum p_{\text{pertr}} G + P_{\text{sep}} \right) \quad (\text{I.1})$$

Au fur et à mesure de la production, les réservoirs commencent à s'épuiser, connaissant une chute continue de la pression. Cette pression risque donc, à un moment, de devenir insuffisante pour assurer la production de manière naturelle.

Arrivé à ce point, on dit que le puits qui était éruptif est devenu non éruptif, la pression de gisement est inférieure ou égale à la contre pression exercée par la colonne du fluide présente dans le puits.

$$P_g \leq \frac{H.d}{10} \quad (\text{I.2})$$

Pour activer et mettre en production ces puits on peut agir sur l'un des paramètres, la hauteur "H" de la colonne de fluide ou sur la densité de fluide "d".

→ La réduction de la hauteur "H" consiste à mettre le puits en pompage.

→ La réduction de la densité "d" consiste à injecter un fluide moins dense, qui peut être le gaz, ce procédé nommé : Gaz lift.

I.3. Définition et principe du Gaz lift :

Le Gaz lift est la forme de production assistée qui se rapproche le plus du phénomène naturel d'écoulement de l'huile. C'est un procédé qui consiste à faire remonter les fluides d'un puits, en injectant du gaz comprimé le plus bas possible dans la colonne de production.

Le gaz injecté est plus léger que l'huile, donc il réduit la densité du fluide et réduit encore le poids de la colonne de fluide au-dessus de la formation.

Cette diminution du poids de la colonne de fluide, produit une pression différentielle entre le fond de puits et le réservoir, ce qui fait produire le puits. Donc le principe consiste à diminuer la pression de fond, par la diminution de la densité de l'effluent, de façon à rétablir la condition suivante :

$$pg > hd \div 10 \quad (\text{I.3})$$

I.4. Types de Gaz lift :

Il existe deux variantes dans le mode d'injection du gaz pour le Gaz lift. Il est réalisé soit par injection continue, soit intermittente (fig.I.1).

I.4.1 Gaz lift continu :

Considéré comme une extension de l'écoulement naturel. C'est une injection continue de Gaz naturel, à pression et débit déterminés à la base de la colonne de production pour alléger le poids volumique du fluide, ce qui diminue la pression de fond dynamique et génère la pression différentielle requise pour pouvoir produire au débit désiré. Le mélange ainsi constitué peut remonter en surface, le puits étant ainsi redevenu éruptif.

I.4.2 Gaz lift intermittent :

Injection intermittente consiste à injecter, cycliquement et instantanément, de forts débits d'un volume déterminé de gaz sous pression dans la partie basse de la colonne de production dans le but de chasser vers le haut le volume de liquide au-dessus du point d'injection. Soulagée, la couche se met à débiter de nouveau jusqu'à ce que le liquide s'accumule au-dessus du point d'injection, il sera chassé de la même façon et ainsi de suite.[14]

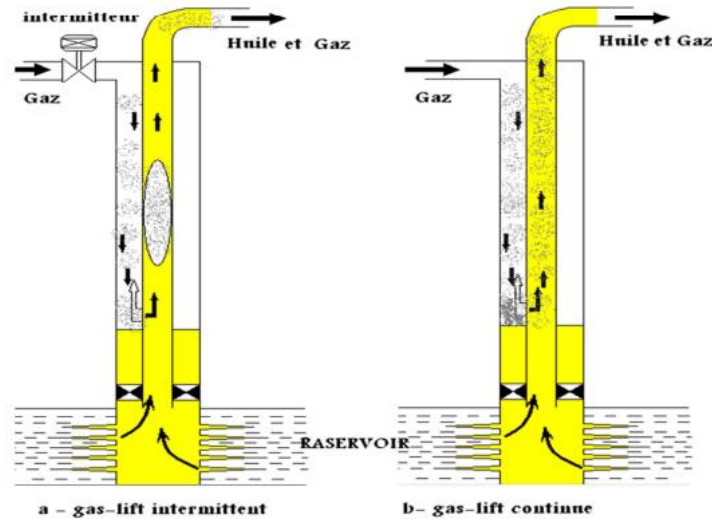


Figure I. 1: Types de Gaz lift.

I.5. Applications du Gaz lift :

Le Gaz lift offre de nombreuses applications, on compte environ 20 % des puits en production dans le monde qui sont concernés par ce mode d'activation.

- **Les puits à huile :** L'application principale du Gaz lift dans ces puits est d'augmenter la production des champs déplétés. De plus en plus souvent, il est utilisé dans des puits encore éruptifs et même des puits neufs.
- **Les puits à eau :** Ces puits produisent des aquifères pour divers usages tels que la réinjection dans un réservoir à huile ou l'usage domestique. Il arrive aussi que le Gaz lift soit utilisé pour produire de l'eau de mer. Il n'y a pas de différence entre un design de Gaz lift pour puits à huile et pour puits à eau. Les puits peu profonds utilisent souvent de l'air plutôt que du Gaz (Air-lift).
- **Démarrage des puits (kick off) :** Dans certains cas, le Gaz lift sert uniquement à mettre en route un puits mort et dès que son éruptivité retrouvée le Gaz Lift sera arrêté.
- **Nettoyage de puits injecteur :** Les puits injecteurs ont besoin périodiquement d'être mis en production pour éliminer des particules qui encombrant les perforations ou la formation. Cette opération est souvent assurée par un passage du puits en Gaz lift. Elle est couplée avec un nettoyage à l'acide si nécessaire.

I.6. Pourquoi le Gaz lift à Hassi Messaoud ?

L'exploitation de certaines zones du champ de Hassi Messaoud en Gaz lift a été décidée pour les raisons essentielles suivantes :

- Suite au soutirage très important, la pression de gisement a atteint des valeurs ne permettant plus aux puits d'être éruptifs.
- Lifter les puits en percée d'eau (Eau de gisement et de maintien de pression).
- Disponibilité du gaz HP.
- L'activation par pompage électrique n'était pas possible suite aux limitations des moyens de l'époque.

I.7. Les types de Complétions à Hassi Messaoud :

Actuellement dans le champ de Hassi Messaoud on a quatre types de complétion Gaz lift :

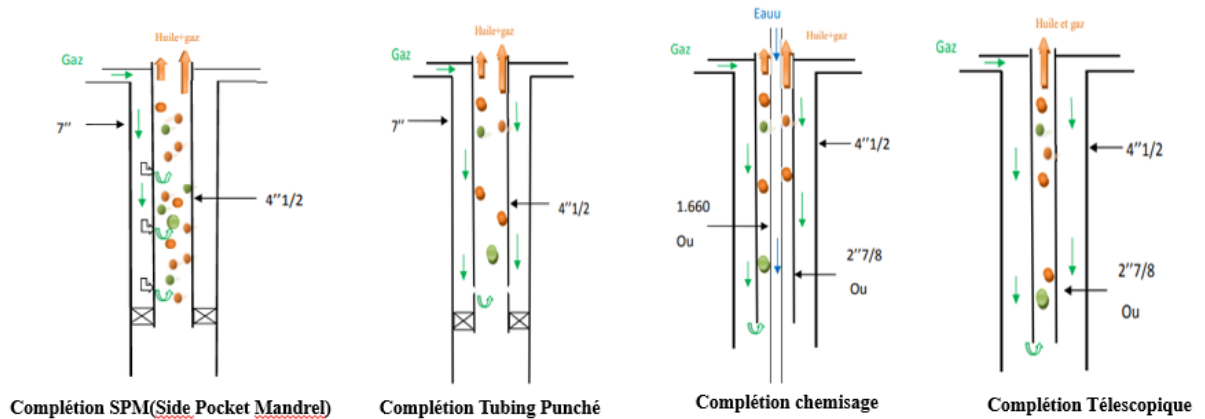


Figure I. 2: Les types de complétions à HMD [8].

I.8. Situation actuelle du Gaz lift à Hassi Messaoud :

Concernant l'état actuelle des puits Gaz lift à Hassi Messaoud, la direction régionale compte plus de 530 puits activés en Gaz lift, avec une production moyenne journalière de 19 300 T/j. A savoir que Hassi Messaoud compte plus de 1010 puits PPH en production au total avec une contribution qui s'approche de 50 000 T/j.

I.9. Contraintes d'exploitation du Gaz Lift à HMD :

- **Qualité du gaz :** le gaz actuel n'est pas propre (teneur en H₂O élevé et présence d'impuretés) ce qui provoque les problèmes suivants :
 - Problème de formation d'hydrates
 - Bouchage des duses (présence des impuretés)
 - Détente importante au niveau des postes de détente et puits GL provoquant le givrage du gaz surtout en période hivernale (Effet Joule-Thomson).

➤ **Injection simultanée gaz & eau :**

Dans les puits équipés de CCE on rencontre les problèmes suivants :

- Dessalage insuffisant.
- Entretien fréquent des pompes de dessalage.
- Optimisation difficile.
- Freinage d'injection d'eau par le gaz. [8].

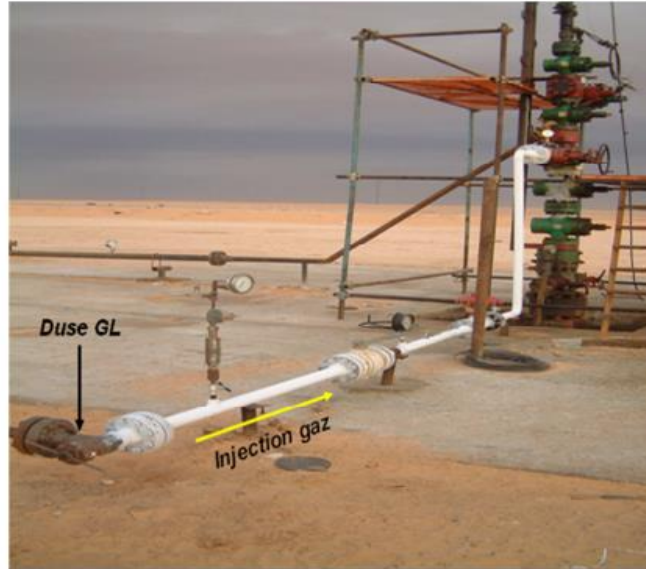


Figure I. 3:Givrage au niveau d'un puits en Gaz lift.

I.10.Problèmes liés à l'activation d'un puits par le gaz lift :

Le problème majeur du gaz lift est la baisse de pression qui est suivi d'une diminution de température, lors du passage du gaz à travers la duse ou la vanne de détente qui se trouve sur la ligne d'alimentation en gaz lift du puits. Cette baisse de température conduit à la formation des hydrates suite à la cristallisation de l'eau continue dans le gaz. La formation des hydrates au niveau de la duse empêche ce passage du gaz qui se traduit par l'arrêt total de la production du puits. Cet arrêt de production va engendrer un manque à produire en pétrole surtout durant la période hivernale (hiver). Pour pallier cette situation qui est très critique, on doit prévenir la formation des hydrates soit par le contrôle de la teneur en eau du gaz lift, soit par l'utilisation des moyens de chauffes adéquats.

I.11.Les hydrates :

Un hydrate est une combinaison physique de l'eau et d'autres petites molécules de gaz, produisant un solide qui a une apparence semblable à la glace, mais de structure différente de celle-ci ils sont donc formés à partir des hydrocarbures dissous dans la phase d'eau libre.[12]

Les hydrates appartiennent au groupe des clathrates, puisqu'ils contiennent deux types de composés les molécules d'eau et les molécules gazeuses représentées dans la figure :

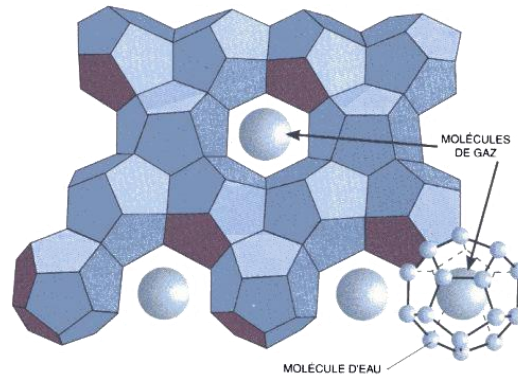


Figure I. 4: les hydrates (les molécules d'eau et les molécules gazeuses).

La réaction de formation d'hydrates peut être schématisée de la manière suivante :



M : représente le formateur des hydrates.

n : est le nombre de moles d'eau pour une mole de formateurs des hydrates (c'est le nombre d'hydratation).

β : est une phase vapeur ou liquide.

Un hydrate est dit simple lorsque les cavités sont occupées par le même type de formateurs des hydrates. L'hydrate est dit double ou mixte lorsque les cavités sont occupées par deux ou plusieurs types de formateurs des hydrates.

L'interprétation des expériences de diffraction de Von Stackelberg (1949, 1954 et 1956), Von Stackelberg et Mueller (1951a et 1951b), Claussen (1951a et 1951b) et Pauling et Marsh (1952) a conduit à la détermination de deux structures d'hydrates

La structure cubique I (SI) et la structure cubique II (SII). Une troisième structure d'hydrates, la structure hexagonale H (SH), a été récemment découverte par Ripmeester et al. (1987). Les répulsions des formateurs d'hydrates vis-à-vis des molécules d'eau expliquent ces trois formes cristallines différentes [21].

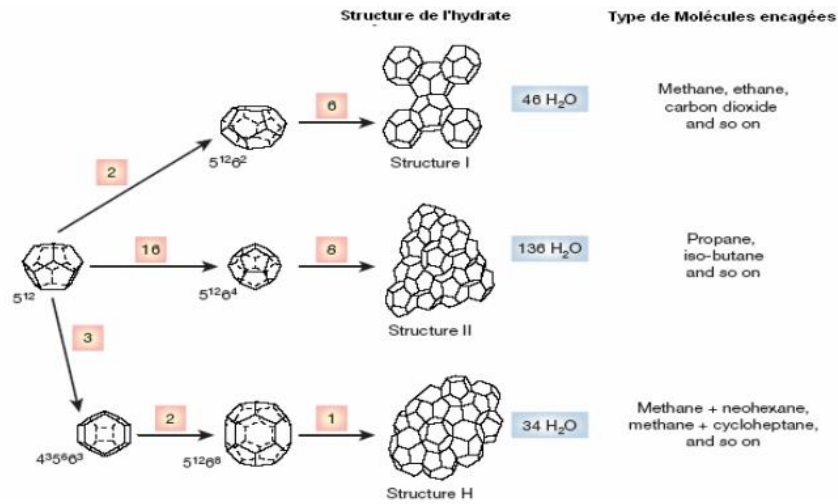


Figure I. 5:Structure des hydrates. [21]

I.12.Types des hydrates :

On distingue deux types d'hydrates :

- a) Les hydrates faisant intervenir des molécules de petites tailles :
 - ♣ Le méthane lié avec 6 à 7 molécules d'eau (CH₄, 7 H₂O). *
 - ♣ L'éthane lié à 7 molécules d'eau (C₂H₆, 7 H₂O).
 - ♣ Le dioxyde de carbone lié avec 6 à 7 molécules d'eau (CO₂, 7 H₂O).
- b) Les hydrates faisant intervenir des molécules de grandes tailles liées avec 17 molécules d'eau :
 - ♣ (C₃H₈, 17 H₂O)
 - ♣ (C₄H₁₀, 17H₂O).

Les tailles des molécules au-delà du n-C₄ sont importantes et ne permettent donc pas la pénétration dans le réseau cristallin, et par conséquent inhibent la formation d'hydrates.[15]

I.13.Les facteurs favorisant la formation d'hydrates :

Les risques de formation d'hydrates se situent à des endroits bien précis dans l'unité là où la formation d'hydrates est thermodynamiquement possible, les conditions qui favorisent la formation d'hydrates sont :

- a) Facteurs primaires :
 - ♣ Les basses températures.
 - ♣ Les hautes pressions
 - ♣ Présence d'eau dans le gaz.

b) Facteurs secondaires :

- ♣ Les hautes vitesses de circulation en créant une forte turbulence.
- ♣ Les fluctuations de pression.
- ♣ L'agitation.
- ♣ Présence de petits cristaux d'hydrates qui peuvent jouer un rôle de catalyseur de réaction.

I.14. Mise en point sur les hydrates de gaz :

Suite à l'étude de Hammer-Schmidt en 1934, beaucoup de travaux ont été réalisés pour déterminer les conditions de formation et de dissociation des hydrates.

Le premier objectif des opérations a été, tout d'abord, de déterminer les conditions d'équilibre (très variables en fonction de la composition des gaz), puis de mettre au point des additifs antigels.

Scauzillo, en 1956, a étudié l'efficacité des hydrocarbures liquides et des glycols comme agents inhibiteurs de la formation des hydrates. Il a réalisé ses travaux dans une cellule Pression, Volume, Température (PVT).

Sugier propose, en 1987, une nouvelle méthode permettant d'éviter les problèmes liés aux hydrates dans les écoulements poly-phasiques dans les conduites. Il propose d'injecter des additifs inhibant l'agglomération des cristaux des hydrates. Par conséquent, il devient possible de transporter des hydrates dans une phase d'hydrocarbure liquide [13].

I.15. Méthodes de prédiction des conditions de formation des hydrates :

Plusieurs méthodes ont été présentées pour prédire les conditions de formation des hydrates. Elles sont classées en deux principales catégories [1] :

- Méthode graphique : Permet d'estimer la formation des hydrates à une pression donnée, en considérant comme paramètre la densité du gaz.
- Méthode basée sur la constante d'équilibre solide-gaz (K_{vs}) : Basée sur la prédiction de formation des hydrates en utilisant les coefficients d'équilibre solide vapeur définies par :

$$K_{ys} = Y_i X_s \quad (I.5)$$

Où :

Y_i : Fraction molaire du constituant i en phase vapeur (rapportée aux moles de constituants autre que l'eau).

X_i : Fraction molaire du même constituant i en phase solide (rapportée aux moles de constituants autre que l'eau).

I.16.Prévention des hydrates :

La formation des hydrates peut être évitée en se plaçant en dehors des conditions thermodynamiques de formation. Ceci peut être réalisé en augmentant la température à une pression donnée ou en baissant la pression à une température donnée. Si c'est impossible, il est nécessaire d'éviter la formation des hydrates soit en réduisant la teneur en eau du gaz par une opération de séchage soit en utilisant des inhibiteurs [9].

Trois solutions peuvent être utilisées pour se prémunir des risques de formation d'hydrates :

- Déplacement du domaine de fonctionnement.
- Déplacement de la courbe de formation des hydrates.
- Déplacement de la courbe de rosée eau

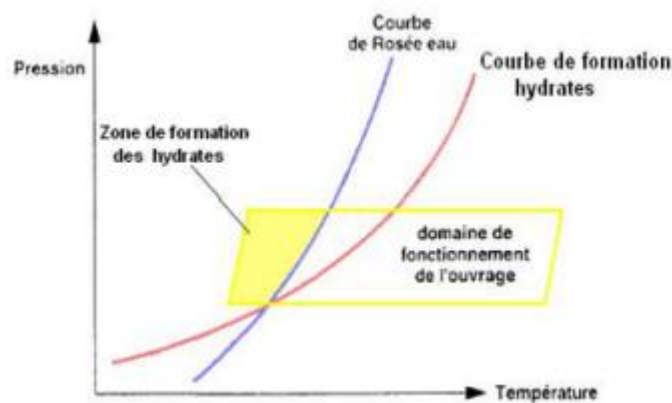


Figure I. 6:Solutions pour se prémunir des risques de formation d'hydrates.

Déplacement du domaine de fonctionnement Le refroidissement d'un gaz provoqué par la détente d'un fluide peut engendrer une formation des hydrates à l'aval.

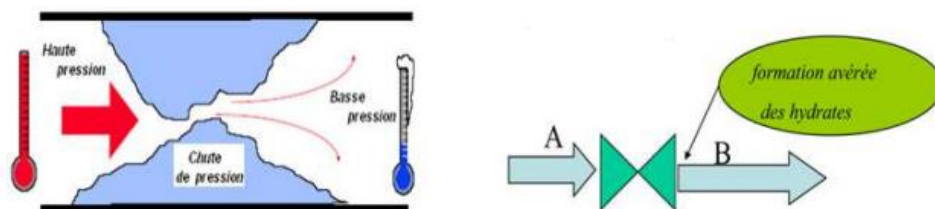


Figure I. 7:Facteur de fluctuations de pression.

La solution préconisée pour éviter la formation des hydrates à cet endroit localisé peuvent être :

- Le réchauffage du gaz à l'amont de cette vanne : dans certains cas, il est nécessaire de procéder au chauffage du gaz à l'amont de la vanne de détente de manière à ce que la température soit plus élevée que celle de formation des hydrates.

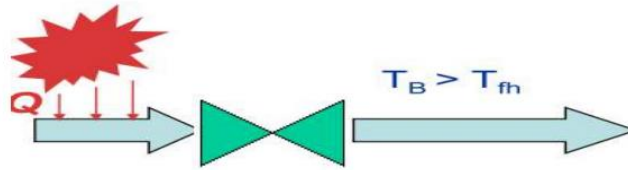


Figure I. 8: Réchauffage du gaz à l'amont de la vanne.

a. Déplacement de la courbe de rosée eau

La déshydratation du gaz permet de déplacer la courbe de rosée (A-B)

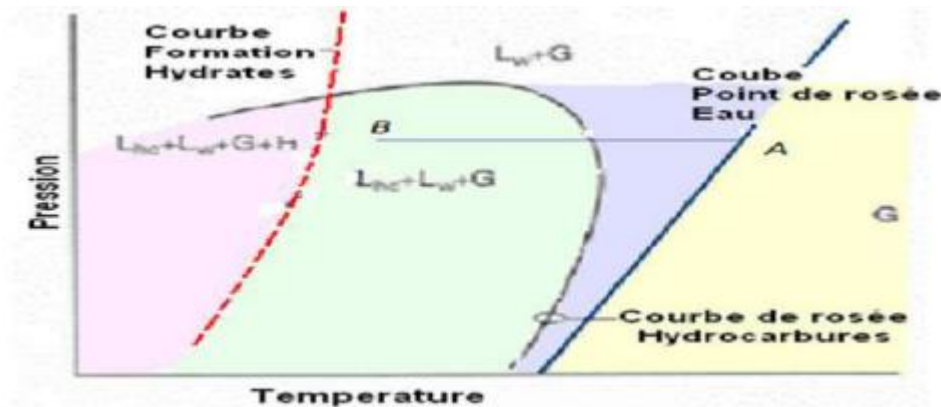


Figure I. 9: Déplacement de la courbe de rosée eau.

La déshydratation du gaz est réalisée par différents types de procédés :

- Adsorption.
- Absorption.

A- Déshydratation par absorption

L'utilisation de solvants physiques (sans réaction chimique) est une technique largement utilisée dans l'industrie pour déshydrater le gaz.

De nombreux solvants peuvent être utilisés pour cet objectif, néanmoins, les glycols ont donné plus de satisfaction.

B- Déshydratation par adsorption

L'adsorption est une technique très utilisée dans les procédés cryogéniques pour déshydrater le gaz à des teneurs très faibles.

De nombreux adsorbants peuvent être utilisés pour la déshydratation.

Néanmoins, pour déshydrater les gaz en très faibles teneurs, seuls trois adsorbants sont utilisés :

- Gel de silice
- Alumine activée
- Tamis moléculaire

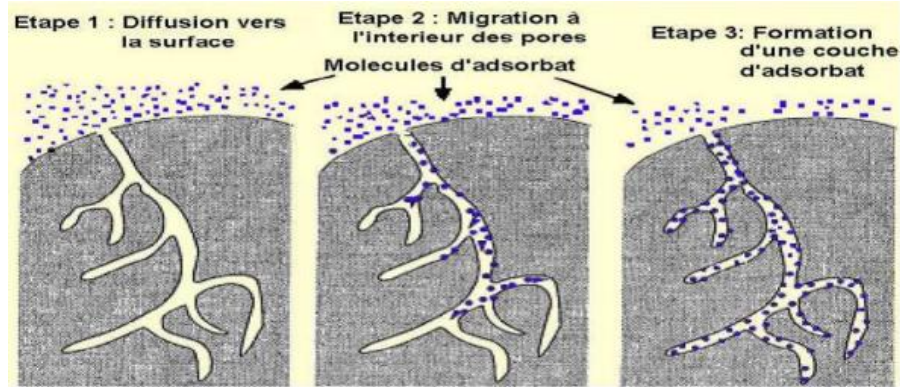


Figure I. 10:Etapes de déshydratation par adsorption.

b. Déplacement de la courbe de formation des hydrates

Deux catégories d'inhibiteurs sont utilisées pour prévenir la formation des hydrates :

✓ Inhibiteurs cinétiques :

- Le rôle des inhibiteurs cinétiques est de ralentir la cinétique de formation des hydrates.
- L'inhibiteur cinétique se fixe sur la surface de l'hydrate et l'empêche de se développer.
- Ils sont préconisés pour des sous-refroidissements inférieurs à 10°C (figure I.6).
- Les inhibiteurs cinétiques utilisés dans l'industrie sont des polymères.

✓ Inhibiteurs thermodynamiques :

Les groupements O-H constituant les structures des alcools se lient avec les molécules d'eau par des liaisons hydrogènes et empêchent les molécules d'eau de s'assembler pour former des hydrates.

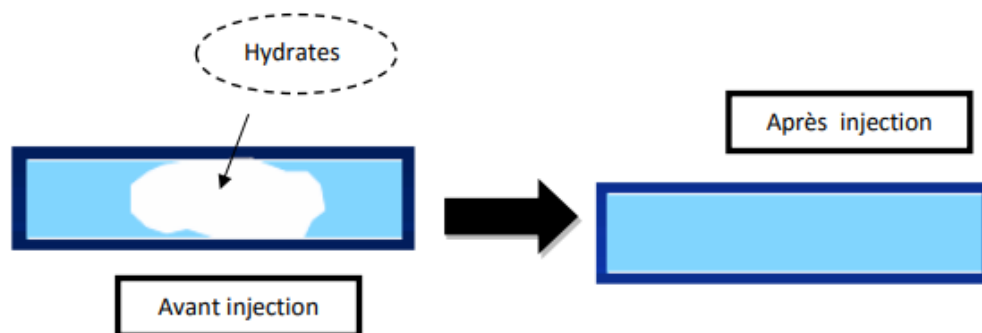


Figure I. 11:Avant et après l'injection de méthanol.

Les alcools et notamment les glycols et le méthanol sont les inhibiteurs thermodynamiques les plus couramment utilisés dans l'industrie.

I.17. Conclusion :

Le problème posé par la formation des hydrates dans les conduites et les unités de traitement a pris une importance croissante ces dernières années, notamment avec le développement des techniques de production. La recherche d'une optimisation technicoéconomique nécessite une amélioration des connaissances dans ce domaine. La formation d'hydrates peut :

- Bloquer les pipelines, les puits de forage/tubes.
- Empêcher la production et/ou le fonctionnement normal de puits.
- Empêcher l'accès au fond de puits.
- Il existe de sérieux risques associés aux techniques utilisées pour élimination d'un blocage d'hydrate.

Par conséquent, un blocage d'hydrate doit être évité/éliminé.

Chapitre II

Généralité sur les échangeurs de chaleur et la méthode de Kern

II.1. Introduction :

Dans les sociétés industrielles, l'échangeur de chaleur est un élément essentiel de toute politique de maîtrise de l'énergie. Une grande part (90 %) de l'énergie thermique utilisée dans les procédés industriels transite au moins une fois par un échangeur de chaleur, aussi bien dans les procédés eux-mêmes que dans les systèmes de récupération de l'énergie thermique de ces procédés.

On les utilise principalement dans les secteurs de l'industrie (chimie, pétrochimie, sidérurgie, Agroalimentaire, production d'énergie, etc.), du transport (automobile, aéronautique), mais aussi dans le secteur résidentiel et tertiaire (chauffage, climatisation, etc.). Le choix d'un échangeur de chaleur, pour une application donnée, dépend de nombreux paramètres : domaine de température et de pression des fluides, propriétés physiques et agressivité de ces fluides, maintenance et encombrement. Il est évident que le fait de disposer d'un échangeur bien adapté, bien dimensionné, bien réalisé et bien utilisé permet un gain de rendement et d'énergie des procédés.

II.2. Définition générale :

Un échangeur de chaleur est un dispositif destiné à transférer un flux de chaleur d'un fluide chaud à un fluide froid (entre deux fluides ou plus), les deux fluides ne doivent pas être mis en contact (à travers une paroi bien adaptée ou bien dimensionnée). Les flux de chaleurs transférées vont aussi dépendre :

- Des températures d'entrée.
- Des caractéristiques thermiques des fluides (chaleurs spécifiques, conductivités thermiques...).
- Des coefficients d'échange par convection.

II.3. Principe général de fonctionnement :

Le principe le plus général consiste à faire circuler deux fluides à travers des conduits qui les mettent en contact thermique. De manière générale, les deux fluides sont mis en contact thermique à travers une paroi qui est le plus souvent métallique ce qui favorise les échanges de chaleur.

On a en général un fluide chaud qui cède de la chaleur à un fluide froid. En d'autres termes, le fluide chaud se refroidit au contact du fluide froid et le fluide froid se réchauffe au contact du fluide chaud. Les deux fluides échangent de la chaleur à travers la paroi. [2]

II.4. Critères de classification des échangeurs de chaleur :

Il existe plusieurs critères de classification des échangeurs de chaleur dont les plus importants sont cités ci-dessous :

II.4.1. Classification selon la technologie :

Les principaux types d'échangeurs rencontrés sont les suivants :

- A tubes : monotubes, coaxiaux ou multitubulaires ;
- A plaques : à surface primaire ou à surface secondaire ;
- Autres types : contact direct, à caloducs ou à lit fluidisé.

II.4.2. Classification selon le mode de transfert de chaleur :

Les trois modes de transfert de chaleur (conduction, convection, rayonnement) sont couplés dans la plupart des applications (chambre de combustion, récupération sur les fumées, etc.) ; il y a souvent un mode de transfert prédominant. Pour tout échangeur avec transfert de chaleur à travers une paroi, la conduction intervient.

II.4.3. Classification suivant le procédé de transfert de chaleur :

Suivant qu'il y a ou non stockage de chaleur, on définit un fonctionnement en récupérateur ou en régénérateur de chaleur :

- Transfert sans stockage, donc en récupérateur, avec 2 ou n passages et un écoulement en général continu ;
- Transfert avec stockage, donc en régénérateur, avec un seul passage et un écoulement intermittent, la matrice de stockage étant statique ou dynamique

II.4.4. Classification fonctionnelle :

Le passage des fluides dans l'échangeur peut s'effectuer avec ou sans changement de phase ; suivant le cas, on dit que l'on a un écoulement monophasique ou diphasique. On rencontre alors les différents cas suivants :

- Les deux fluides ont un écoulement monophasique ;
- Un seul fluide a un écoulement avec changement de phase, cas des évaporateurs ou des condenseurs ;
- Les deux fluides ont un écoulement avec changement de phase, cas des évapora-condenseurs

II.4.5. Classification suivant la nature du matériau de la paroi d'échange :

On retiendra deux types de parois :

- Les échangeurs métalliques en acier, cuivre, aluminium ou matériaux spéciaux : superalliages, métaux ou alliages réfractaires ;

- Les échangeurs non métalliques en plastique, céramique, graphite, verre, etc. [22]

II.5. Principaux types d'échangeur de chaleur

On peut classer les échangeurs de chaleur en trois grandes familles qui sont énumérer ci-dessous :

- Les échangeurs par mélange ou a contact direct (fluide intimement mélange)
- Les désurchauffeurs de vapeur
- Les dégazeurs
- Les tours de refroidissement à convection naturelle ou forcée
- Les ballons de détente de purges
 - Les régénérateurs ou les échangeurs discontinus
 - La surface d'échange est alternativement mise en contact
 - Avec le fluide froid et le fluide chaud
 - Réchauffeurs d'air rotatifs
- Les échangeurs continus

Les deux fluides circulent de manière continue de part et d'autre de la surface d'échange

- Echangeurs tubulaires
- Echangeurs à plaques
- Echangeurs à ailettes

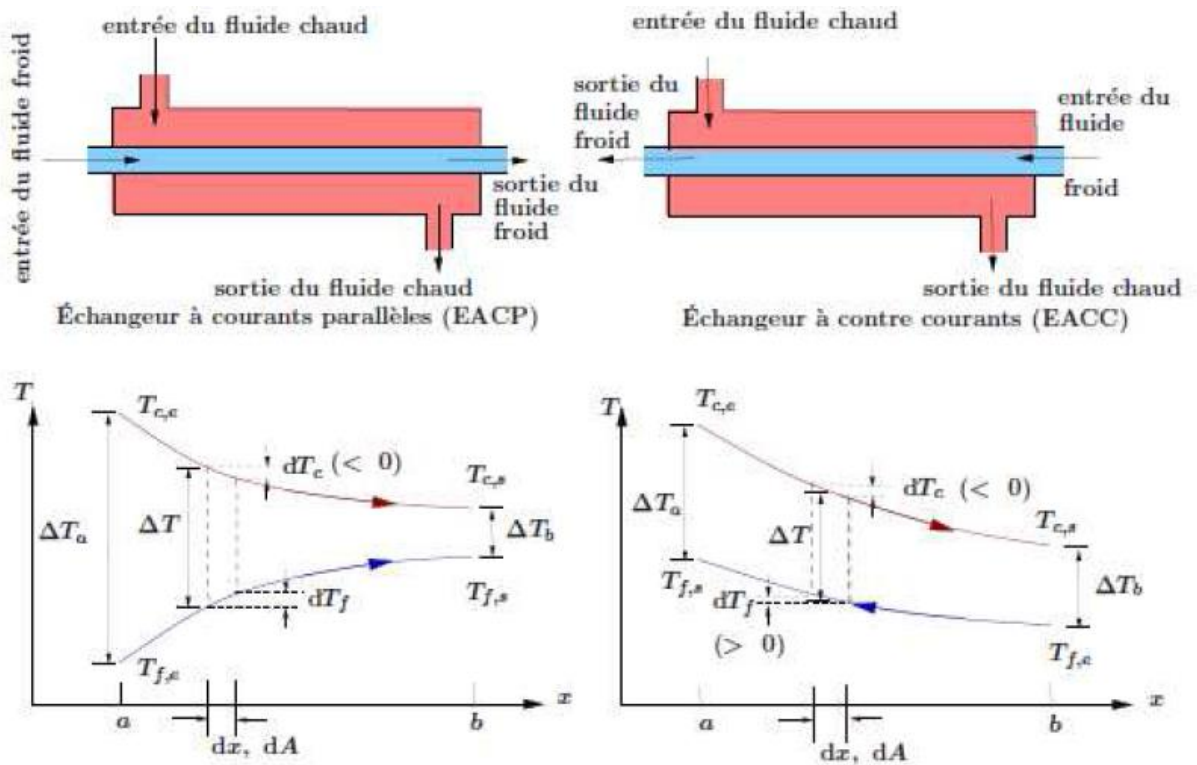
Mais dans ce qui suit on ne va s'intéresse qu'au cas des échangeurs continus constitués d'échangeurs tubulaires, a plaques ou à ailettes. [20]

II .5.1. Echangeurs tubulaires :

Un échangeur tubulaire simple est constitué de deux tubes cylindriques coaxiaux. Un fluide (Généralement le chaud) circule dans le tube intérieur, l'autre dans l'espace compris entre les deux tubes. Le transfert de chaleur du fluide chaud au fluide froid s'effectue à travers la paroi qui constitue le tube intérieur.

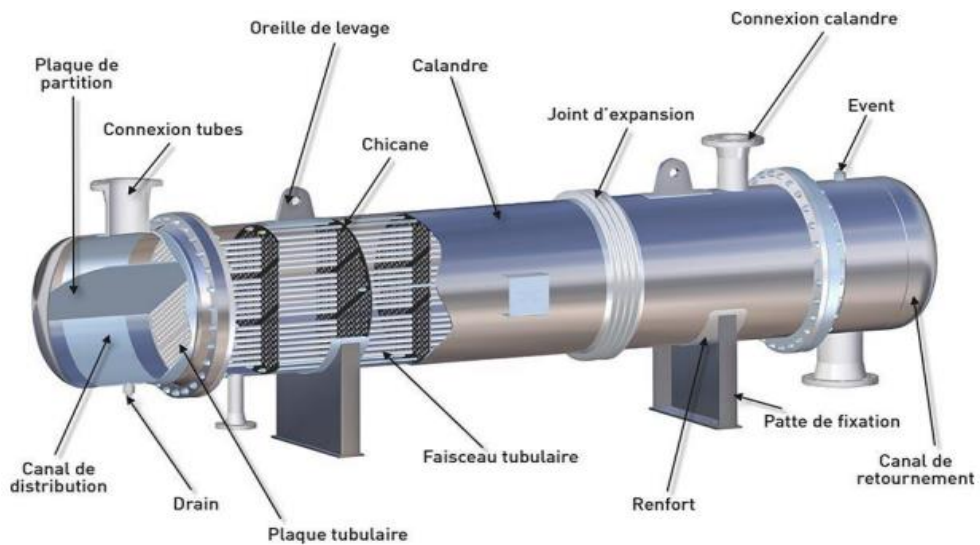
Ils sont constitués de tubes dont la paroi forme la surface d'échange. Ils comportent soit un tube unique (serpentin), soit deux tubes coaxiaux (échangeurs bitubes), soit un faisceau de tubes enferme dans une enveloppe appelée calandre. [20]

a. Echangeurs double-tubes :



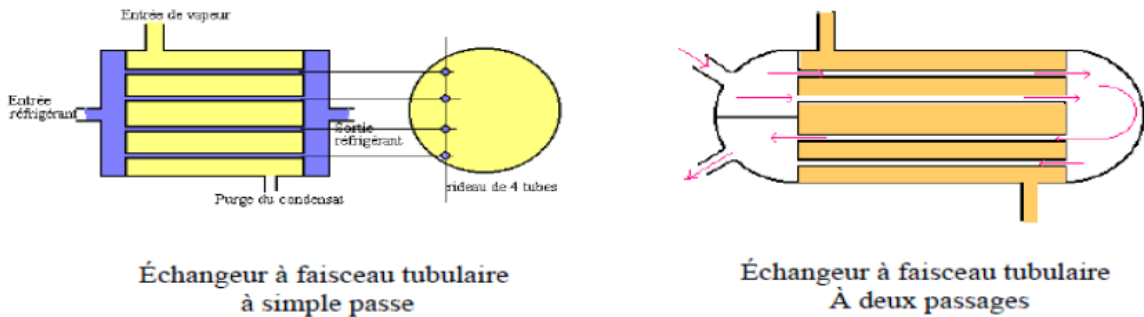
FigureII. 1:Schéma d'un échangeur bitube.

b. Echangeurs à faisceau tubulaires :



FigureII. 2: Schéma d'un échangeur a faisceau tubulaire. [20]

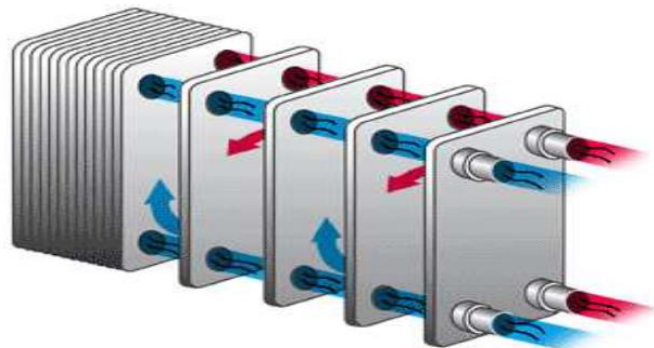
a. Echangeur monotube :



FigureII. 3 :Schéma d'un échangeur monotube.

II.5.2. Echangeur à plaque :

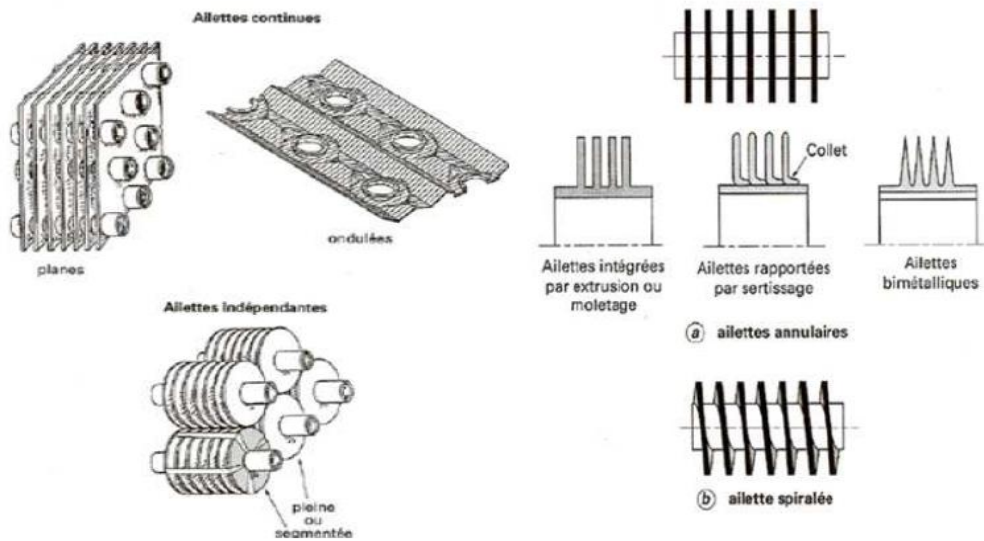
Les échangeurs à plaques sont constitués de plaques formées dont les alvéoles constituent les chemins empruntés par les fluides. Les plaques sont assemblées de façon que le fluide puisse circuler entre elles. La distribution des fluides entre les plaques est assurée par un jeu de joints de telle sorte que chacun des deux fluides soit envoyé alternativement entre deux espaces inter plaques successifs.



FigureII. 4: Echangeurs a plaques.

II.5.3. Les échangeurs de chaleur à ailettes

Ces tubes permettent d'améliorer le coefficient d'échange thermique



FigureII. 5: Schéma d'un échangeur à ailette.

II .5.4. Les échangeurs à changement de phase :

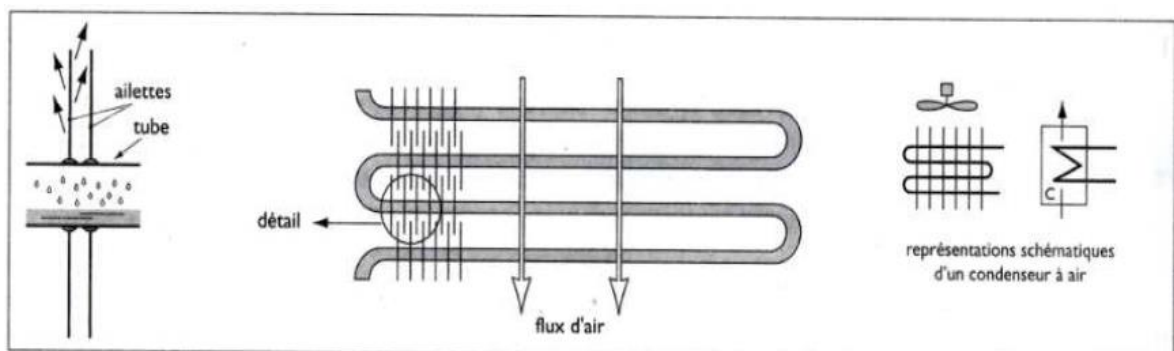
Les échangeurs à changement de phase sont des échangeurs qui changent l'état physique du fluide. Ils sont au nombre de deux : le condenseur et l'évaporateur et sont dans la plupart des cas des échangeurs tubulaire

a. Condenseur

Les condenseurs sont dans la plupart des cas des appareils faisceaux tubulaires. Construits selon les mêmes plans que les échangeurs, de sorte que toutes les caractéristiques géométriques de ces derniers resteront valables.

b. Le condenseur à air

Le fluide frigorigène parcourt un tube en serpentin balayé par le flux d'air de refroidissement.



FigureII. 6: Condenseur à air.

c. Le condenseur à eau

L'échange de chaleur s'opère entre deux tubes concentriques : le tube intérieur est parcouru par le fluide frigorigène, le tube extérieur par de l'eau de refroidissement. Les deux tubes sont enroulés en spirale pour réduire l'encombrement.



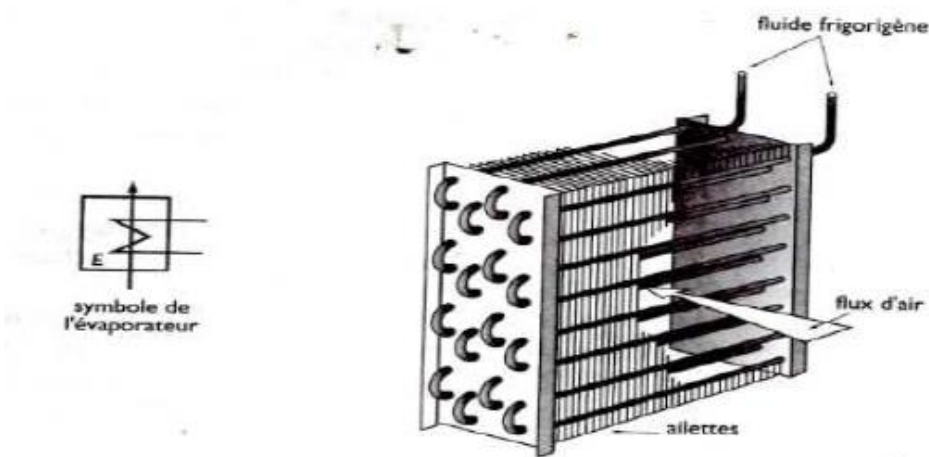
FigureII. 7: Condenseur a tubes concentriques.

d. L'évaporateur

C'est également un échangeur de chaleur qui prélève la chaleur véhiculée par le fluide à traiter, pour donner, après transfert au fluide frigorigène, la vaporisation de ce dernier. Il existe des évaporateurs à air et à eau.

- **Évaporateur à air**

Il est constitué par un tube en serpentin (faibles puissances), ou une batterie de tubes reliés à des collecteurs pour les puissances plus importantes.



FigureII. 8: Evaporateur a air de faible puissance.

- **Evaporateur à eau**

Il est du type à faisceau tubulaire, parcouru :

- Soit par le fluide frigorigène ; dans ce cas le fluide à traiter circule dans l'enveloppe
- Soit par le fluide à traiter ; dans ce cas le fluide frigorigène circule dans l'enveloppe.

II.6. Arrangement de l'écoulement

La circulation des agents dans les échangeurs de chaleur peut se produire d'après plusieurs schémas d'écoulement.

- **Co-courant** : (figure II.9 (a)) lorsque les fluides primaire et secondaire entrent par la même extrémité, dans le même sens et sortent par la même extrémité.
- **Contre-courant** : (figure II.9 (b)) lorsque les fluides entrent dans l'échangeur par des extrémités opposées, ayant un sens d'écoulement opposé et sortant de l'appareil par des extrémités opposées.
- **Courant croisé** (figure II.9 (c)) lorsque les directions d'écoulement des deux fluides sont perpendiculaires l'une à l'autre.
- **Courant mixte** : (figures II.9 (d), II.9 (e) et II.9 (f)) lorsqu'un des fluides change plusieurs fois la direction ou le sens d'écoulement face à l'autre. Ce type de circulation représente en fait une combinaison des trois autres [3].

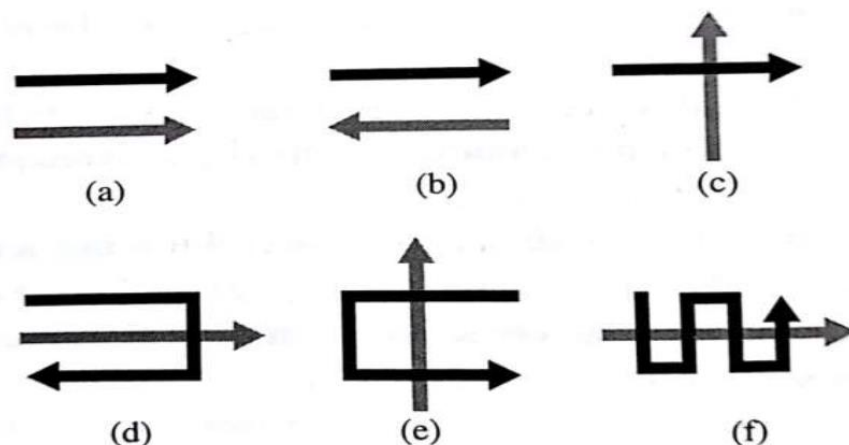


Figure II. 9: Configuration d'écoulements des échangeurs de chaleur. [20]

II.7. La méthode de Kern

Dans tout calcul d'échangeur de chaleur, le but est d'obtenir la récupération d'une certaine quantité de chaleur dans les conditions économiques optimales qui est un compromis entre les frais d'investissement et les frais opératoires.

Le problème du dimensionnement thermique dans une installation industrielle commence tout d'abord, par la sélection du type d'échangeur adapté au problème posé, puis vient la phase de dimensionnement thermique proprement dite ; elle est destinée à fixer par le calcul de la surface d'échange nécessaire au transfert de puissance sur les fluides considérés.

Il existe deux méthodes de calcul et de dimensionnement des échangeurs de chaleur :

- Les méthodes analytiques : comme la méthode DTLM, et la méthode des NUT.
- Les méthodes numériques : méthode des volumes finis et la méthode du diagramme enthalpie-température.

Pour le calcul des échangeurs tubulaires ou tube-calendre, l'analyse mathématique du transfert devient très complexe. En fait, on utilise deux grandes méthodes qui sont les suivantes :

- **La méthode Donohue** : qui définit deux débits massiques moyens, l'un longitudinal et l'autre transversal, et utilise le diamètre extérieur des tubes dans les expressions des nombres sans dimensions.
- **La méthode Kern** : cette méthode définit un seul débit moyen pour l'ensemble de l'appareil et on a recours au diamètre équivalent.

Dans cette étude, on a adopté la méthode Kern pour dimensionner l'échangeur de chaleur.

II.8. Dimensionnement de l'échangeur de chaleur à tube et à calandre :

On va dimensionner un échangeur de chaleur à tubes et calandre avec des chicanes. Beaucoup de données sont disponibles et peuvent donc être théoriquement dimensionnées. Un échangeur de chaleur fluide-GL sera dimensionné en tenant compte des données du tableau suivant.

II.9. Calcul avec la méthode Kern

La méthode de Kern est très utilisée pour le dimensionnement des échangeurs thermiques du fait de sa simplicité et la rapidité de sa mise en œuvre. Elle donne des résultats satisfaisants dans la plupart des cas.

Les étapes de calculs sont énumérées ci-dessous :

II.9.1 Calcul de la quantité de chaleur échangée

Le bilan thermique dans l'échangeur s'écrit :

$$Q = \dot{m}_f c_{pf} (T_{fs} - T_{fe}) = m_c \cdot c_{pc} (T_{ce} - T_{cs}) \quad (\text{II.1})$$

II.9.2 Calcul de la ΔTLM (Différences de Températures Logarithmiques Moyenne)

ΔTLM :

C'est la Différence de Température Moyenne Logarithmique qui représente la moyenne logarithmique de la fonction ΔT entre l'entrée et la sortie de l'échangeur [$^{\circ}\text{C}$].

Elle est exprimée par la formule suivante :

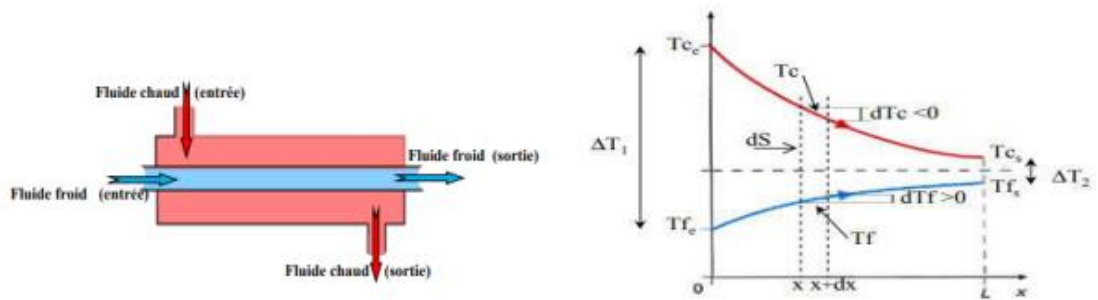
$$\Delta TLM = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\text{Ln} \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (\text{II.2})$$

Avec :

- Pour un fonctionnement co-courant :

$$\Delta T_1 = T_{ce} - T_{fe}$$

$$\Delta T_2 = T_{cs} - T_{fs}$$

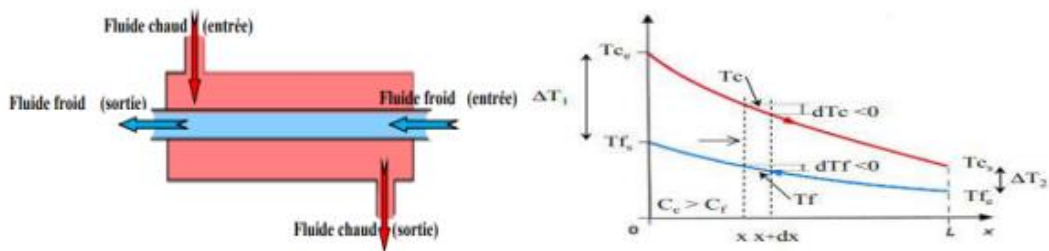


FigureII. 10:Évolution des températures du fluide chaud et du fluide froid le long d'un échangeur à co-courant.

➤ Pour un fonctionnement contre-courant :

$$\Delta T_1 = T_{ce} - T_{fs}$$

$$\Delta T_2 = T_{cs} - T_{fe}$$



FigureII. 11:Évolution des températures du fluide chaud et du fluide froid le long d'un échangeur à co-courant.

II.9.3 Calcul des températures calorifiques des fluides

Les propriétés thermo-physiques des fluides utilisés dans l'échangeur sont évaluées pour les températures moyennes des fluides, données par :

➤ Pour le fluide chaud

$$T_{mc} = T_{cs} + F_c (T_{ce} - T_{cs}) \tag{II.3}$$

➤ Pour le fluide froid

$$T_{mf} = T_{fe} + F_c (T_{fs} - T_{fe}) \tag{II.4}$$

Avec F_c un facteur de correction obtenu graphiquement en fonction du type d'échangeur ou encore par l'expression suivante :

$$F_c = \frac{\Delta T_{LM} - \Delta T_2}{\Delta T_1 - \Delta T_2} \tag{II.5}$$

Chapitre II : Généralité sur les échangeurs de chaleur et la méthode de Kern.

En avant-projet on peut prendre la moyenne arithmétique des températures d'entrée et de sortie de chacun des deux fluides, ou encore prendre $F_c = 0.4$.

II.9.4 Choisir l'ordre de passage des fluides :

Côté tube :

- L'eau de refroidissement.
- Le fluide le plus corrosif (le remplacement des tubes coûte moins cher que celui de la calandre).
- Le fluide le plus sale (il est plus simple de nettoyer l'intérieur des tubes que le faisceau à l'extérieur).
- Le fluide le moins visqueux (il est plus simple d'améliorer le coefficient d'échange de ce côté-ci des tubes).
- Le fluide sous haute pression.
- Le liquide de moindre débit volumique.
- Le fluide soumis au moindre écart de température (Pour limiter les problèmes de dilatation thermique et cela dans le cas où l'écart de température entre l'entrée et la sortie dépasserait 100°C , il faut mettre le fluide chaud du côté de la calandre).

II.9.5 Calcul du facteur de correction F :

Dans le cas de ces échangeurs, le transfert thermique est calculé en ajoutant un facteur de correction F au ΔTLM que nous avons représenté pour un échangeur simple à contre-courant dans l'expression (II.2).

L'expression du flux est alors corrigée et prend la forme :

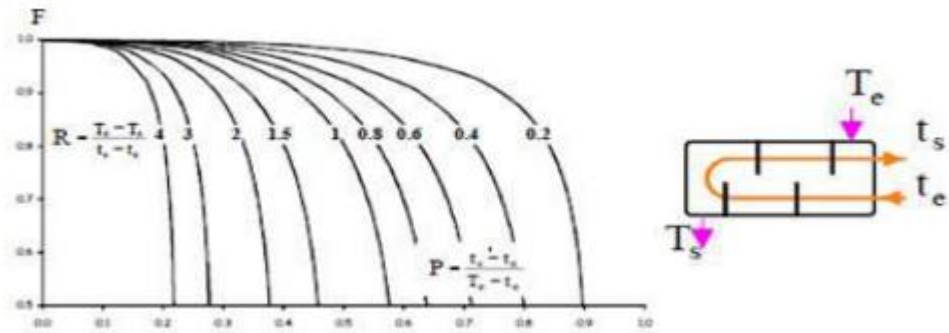
$$Q = FUA\Delta TLM \quad (\text{II. 6})$$

De façon général, ce facteur F est déterminé à partir des abaques en fonction de deux grandeurs caractéristiques P et R , où :

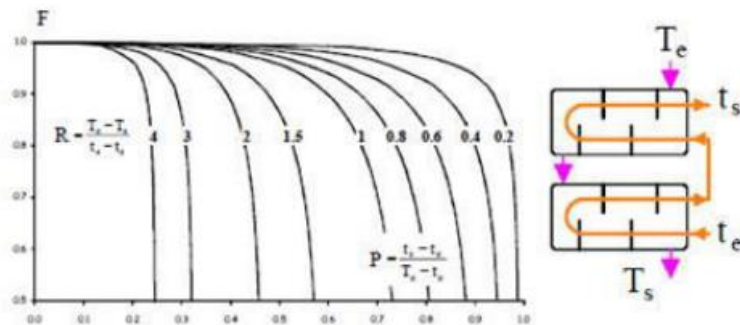
$$R = \frac{m_f cp_f}{m_c cp_c} = \frac{T_e - T_s}{T_s - T_e} \quad (\text{II. 7})$$

$$P = \frac{T_s - T_e}{T_e - T_s} \quad (\text{II. 8})$$

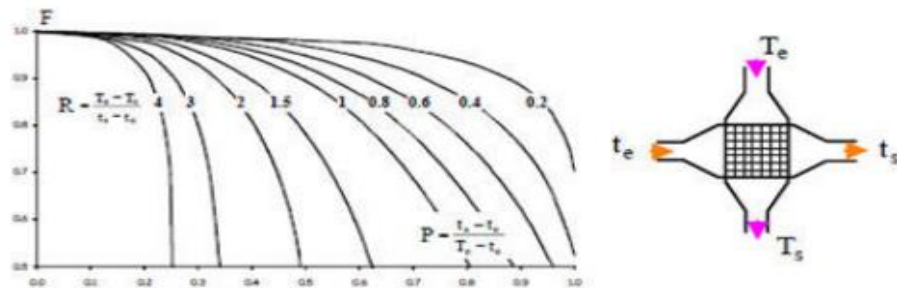
Quelques cas particuliers sont présentés dans les figures ci-après :



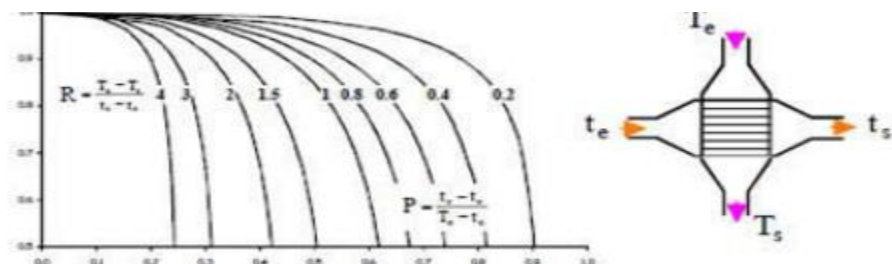
FigureII. 12: facteur de correction à prendre en compte dans le cas d'un échangeur constitué : D'une passe côté calandre et un multiple de 2 passes côté tubes.



FigureII. 13: facteur de correction à prendre en compte dans le cas d'un échangeur constitué : de 2 passes côté calandres et un multiple de 2 passes côté tubes.



FigureII. 14: facteurs de correction à prendre en compte dans le cas : D'un échangeur à courants croisés, aucun fluide n'étant mélangé.



FigureII. 15: facteurs de correction à prendre en compte dans le cas : D'un échangeur à courant croisé, seul un des fluides étant mélangé.

II.9.6 Estimation de coefficient global :

A cette étape on choisit en première approche un coefficient global d'échange U . Ce choix est généralement guidé par l'expérience. Il existe dans la littérature pour divers couples de fluides des valeurs obtenues pour U . On peut aussi faire au départ un calcul approché à partir d'une géométrie d'échangeur simple.

Tableau II. 1: valeurs représentatives du coefficient global de transfert de chaleur. [7]

Type de fluides	U ($w/m^2°C$)
Eau /eau	850-1700
Eau /huile	110-350
Gaz/gaz	10-40
Condensation à vapeur (l'eau dans les tubes)	1000-6000
Condensation à l'ammoniac (l'eau dans les tubes)	800-1400
Échangeur de chaleur à tubes à ailettes (l'eau dans les tubes/flux d'aire transversal)	25-50

II.9.7 Estimation de la surface :

Première détermination de la surface A de l'échangeur, grâce au U choisi.

$$A = \frac{q}{U_F \Delta T_{LM}} \quad (\text{II. 9})$$

II.9.8 Détermination de nombre d'appareil :

Détermination de la géométrie de l'échangeur en première approximation. A noter que pour des surfaces importantes ($>300m^2$), il est recommandé d'utiliser deux ou plusieurs appareils.

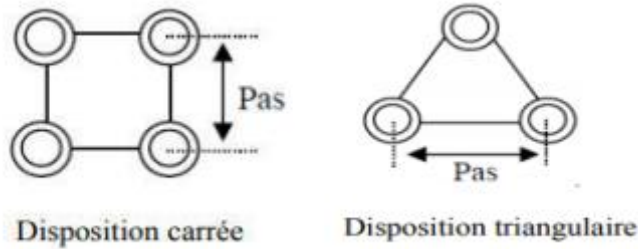
II.9.9 Détermination des caractéristiques de l'échangeur :

- **Côté tubes :**
 - Matériau : est choisi en fonction de la nature corrosive du fluide et de la pression. L'épaisseur du tube est caractérisée par sa jauge (couramment BWG), elle est choisie comme étant la valeur supérieure la plus proche à celle que donnent les calculs.
 - Diamètre du tube : selon la vitesse du fluide désiré (les écoulements sont toujours turbulents pour un bon coefficient d'échange convectif).
 - Longueur : Satisfaire à la surface d'échange. En fait la longueur et le nombre de tubes sont évalués simultanément.

$$Nt = \frac{A}{\pi DL} \quad (\text{II. 10})$$

- Disposition des tubes : En carré pour faciliter le nettoyage, en quinconce pour une meilleure compacité. Un espacement minimum doit être respecté, TEMA propose un pas pour une disposition triangulaire ou carrée de :

$$P = 1,25 * d_0 \tag{II. 11}$$



FigureII. 16: Disposition des tubes : carré et quinconce.

- Côté calandre :

- Une estimation du faisceau tubulaire est donnée par la formule empirique suivante : On calcule le diamètre de la calandre par la méthode suivante si l'on connaît le nombre de tubes N_t :

$$N_t = k \left(\frac{D_f}{d_0} \right)^n \tag{II. 12}$$

$$D_f = D_0 \left(\frac{N_t}{k} \right)^{1/n} \tag{II. 13}$$

K, n : constantes expérimentales dont les valeurs sont standardisées en fonction du nombre de passes, de la configuration et pas tubulaire

Tableau II. 2: Les valeurs de K et n suivant le pas tubulaire triangulaire et carré et le nombre de passes.

Pas tubulaire triangulaire : $P = 1.25 * d_0$

Nombre de passes	1	2	4	6	8
K	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
N	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675

Pas tubulaire carré: $P = 1.25 * d_0$

Nombre de passes	1	2	4	6	8
K	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
N	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

- Le diamètre du faisceau tubulaire : Le diamètre de la calandre doit être choisi de sorte à épouser parfaitement la taille du faisceau tubulaire ce qui permettra d'éviter les chemins préférentiels du fluide dans la calandre. L'espacement entre l'extrémité du faisceau tubulaire et la calandre est un paramètre important. En plus de son utilité dans l'écoulement externe (côté calandre), il permet en pratique, de faciliter le démontage et l'isolation de la calandre. L'espacement standardisé entre faisceau tubulaire et calandre est présenté dans la figure II.17, qui dépend du type de l'échangeur, du diamètre, du faisceau tubulaire et de la configuration des boîtes de jonction.

$$D_c = D_f + cst \tag{II.14}$$

cst : L'espacement entre faisceau tubulaire et calandre en fonction du type de boîte de jonction, du diamètre, du faisceau tubulaire et de la configuration des boîtes de jonction.

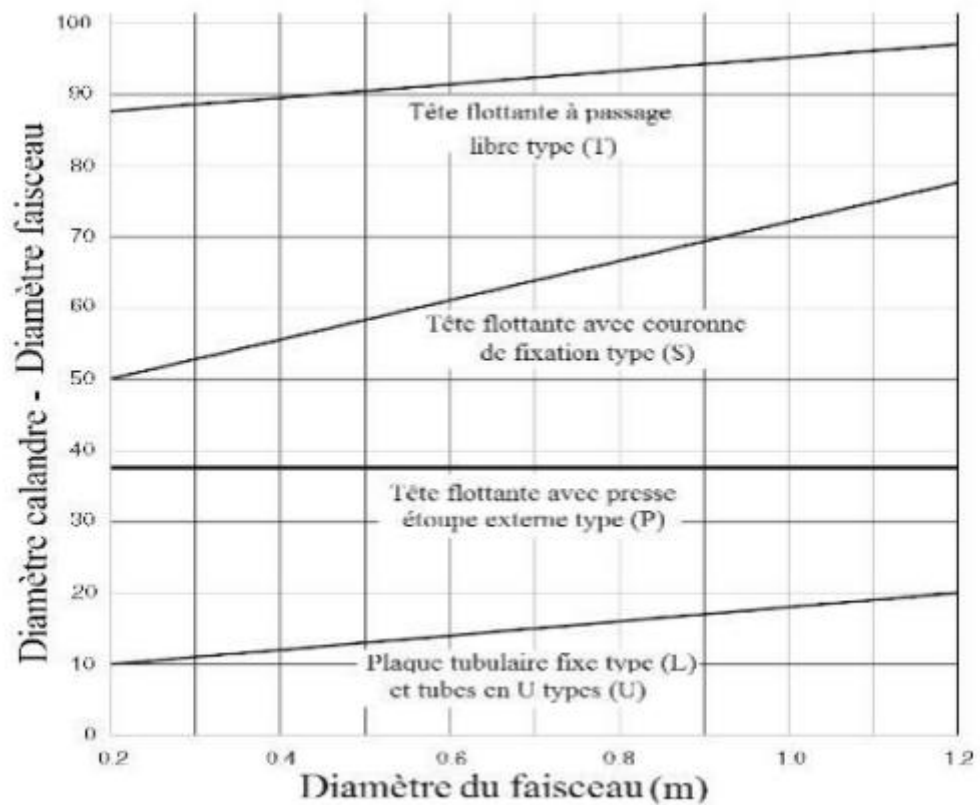


Figure II. 17: l'espacement standardisé entre faisceau tubulaire et calandre en fonction du type de boîte de jonction et de diamètre de faisceau tubulaire.

- Calcul du nombre de chicanes : Le terme buffle cut ou le découpage (F) des chicanes est utilisé pour spécifier la géométrie de la chicane, il désigne le degré d'ouverture des segments. On choisit le découpage (F) de la chicane (25%) étant un découpage recommandé, ce qui permet de calculer la section de passage laissée libre.

Choix de l'espacement entre chicanes : les valeurs standardisées de l'espacement entre chicanes varient de 0,2 jusqu'à 1 fois le diamètre de la calandre.

L'optimum est généralement trouvé entre 0,2 et 0,5 fois diamètre de calandre.

En choisissant une valeur de 0,25 et connaissant le diamètre de calandre D_c , on peut donc calculer l'espacement entre chicanes noté E_c :

$$E_c = 0,25 * D_c \quad (\text{II. 15})$$

Le nombre de chicane est donné par cette formule :

$$N_{chicanes} = \frac{\text{longueur des tubes}}{\text{Espacement entre chicanes}} - 1 \quad (\text{II. 16})$$

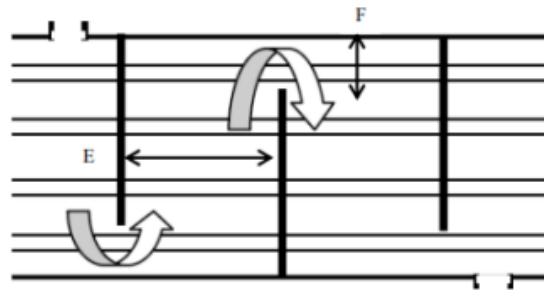


Figure II. 18: échangeur avec écartement entre chicanes (E) et découpage(F).

II.9.10 Calcul des coefficients de convection :

- Côté tube :

- Pour le calcul du coefficient de convection dans les tubes plusieurs corrélations sont utilisables. Pour un écoulement turbulent à l'intérieur de tubes de section transversale uniforme le coefficient de convection est généralement corrélé par une équation de la forme :

$$Nu_i = \frac{h_i d_i}{k_f} = C * Re_f^a * Pr_f^b \left(\frac{\mu}{\mu_{paroi}} \right)^c \quad (\text{II. 17})$$

$C = 0,021$ pour les gaz ;

$= 0,023$ pour les liquides non visqueux ;

$= 0,027$ pour les liquides visqueux.

L'indice du nombre de Reynolds est généralement pris égal à 0,8. Celui du de Prandtl peut aller de 0,3 pour le refroidissement à 0,4 pour le chauffage. L'indice du rapport de viscosité est égal à 0,14 pour l'écoulement dans les tubes. Une équation générale qui peut être utilisée pour le dimensionnement d'un échangeur est la suivante [10] :

$$Nu_i = 0,023 * Re_f^{0,8} * f^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_{paroi}} \right)^{0,14} \quad (\text{II. 18})$$

Avec :

$$Re_f = \frac{d_i G_f}{\mu} \tag{II. 19}$$

La section de passage :

$$a_t = \frac{N_t}{n_t} * \frac{\pi d_t^2}{4} \tag{II. 20}$$

Où :

n_t : Nombre de passe côté tube

La vitesse massique :

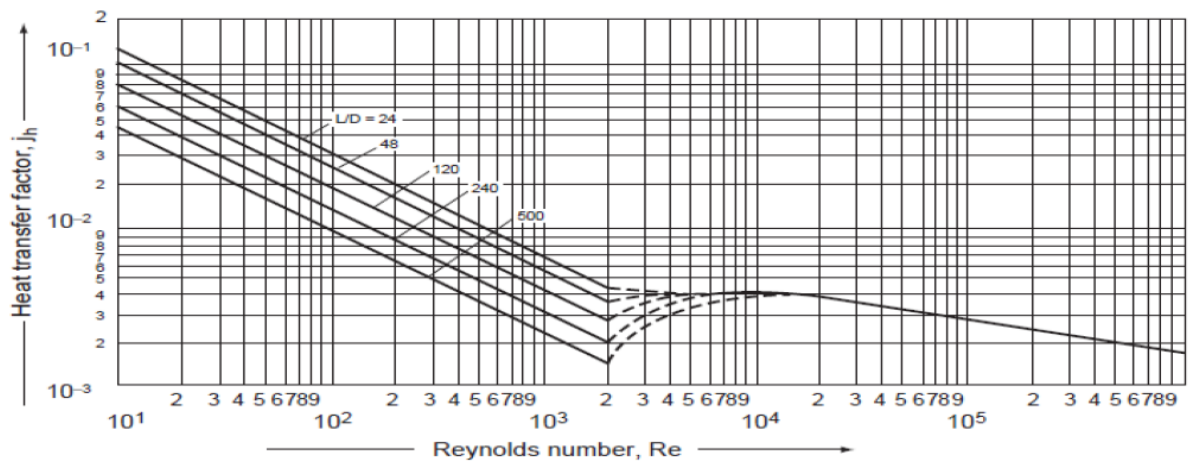
$$G_f = \frac{\dot{m}_t}{a_t} \tag{II. 21}$$

Le coefficient de convection peut être corrélé termes de facteur jh de transfert de chaleur, qui est similaire au facteur de friction utilisé pour la perte de charge. L'utilisation du facteur jh permet de représenter les données des écoulements laminaire et turbulent sur le même graphique (voir la figure II.19). Les valeurs jh obtenues à partir de la figure II.19 peuvent être utilisées avec l'équation (II.22) pour estimer le coefficient de convection côté tubes de l'échangeur de chaleur.

$$Nu_i = J_h * Re_f * Pr_f^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_{paroi}} \right)^{0,14} \tag{II. 22}$$

Où :

J_h : Facteur de transfert de chaleur évalué à partir de l'abaque de jh - tubes illustré ci-après.



FigureII. 19: Facteur de transfert de chaleur jh côté tube.

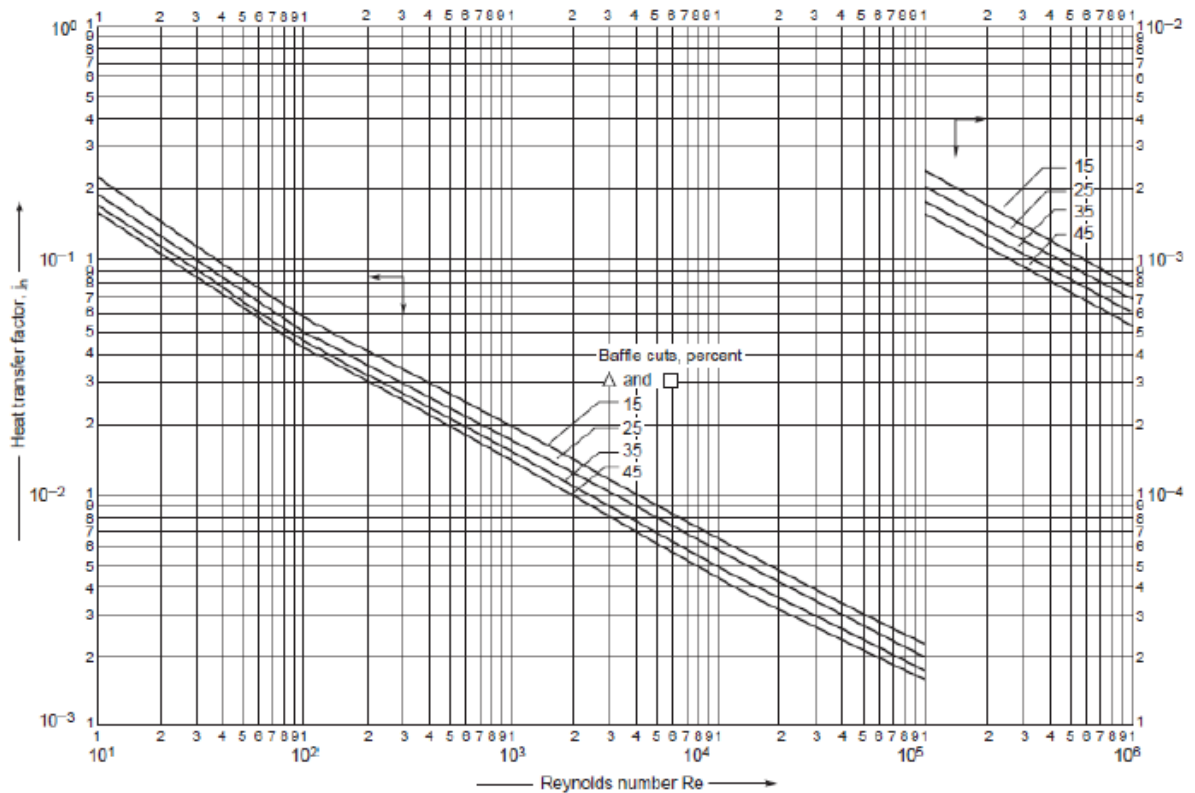
• Côté calandre :

Pour calculer le coefficient de convection côté calandre il est possible d'utiliser la corrélation suivante :

$$Nu_o = \frac{h_o D_h}{k_c} = Re^{0,55} Pr_c^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_p} \right)^{0,14} \quad (II. 23)$$

On peut utiliser le facteur jh côté calandre dans cette méthode, qui se montre plus précise pour le calcul du coefficient de convection pour les échangeurs de chaleur. Ce facteur est donné dans la figure (II.20), pour différents découpages de chicanes et disposition de tubes.

Ces données sont basées sur des données fournies par Kern [5] et Ludwig [6].



FigureII. 20: Facteur de transfert de chaleur jh côté calandre.

Le coefficient de convection côté calandre de l'échangeur de chaleur est obtenu à partir de la relation (II.22)

Avec :

Le nombre de Reynolds : $Re_c = \frac{D_h G_c}{\mu} \quad (II. 24)$

La vitesse massique : $G_c = \frac{\dot{m}_c}{a_c} \quad (II. 25)$

La section de passage : $a_c = \frac{(P-d_o)}{P} D_c * E_c \quad (II.26)$

Calcul du diamètre hydraulique (D_h) de la calandre

Le diamètre hydraulique de la calandre est en fonction de la configuration des tubes :

Le pas carré :

$$D_h = \frac{4S_M}{P_M} = \frac{4 \left(\frac{p^2 - \pi d_o^2}{4} \right)}{\pi d_o} = \frac{1,27}{d_o} (P^2 - 0,785 d_o^2) \quad (\text{II.27})$$

Le pas triangulaire :

$$D_h = \frac{4S_M}{P_M} = \frac{4 \left(\frac{0,87}{2} p^2 - \frac{\pi d_o^2}{4} \right)}{\frac{1}{2} \pi d_o^2} = \frac{1,10}{d_o} (P^2 - 0,917 d_o^2) \quad (\text{II.28})$$

II.9.11 Calcul du coefficient global d'échange

Calcul du coefficient global de chaleur (propre) sans tenir compte des encrassements basé sur la surface externe avec la formule suivante :

$$U_p = \frac{1}{\frac{d_o}{h_i d_i} + \frac{d_o \ln \frac{d_o}{d_i}}{2K} + \frac{1}{h_o}} \quad (\text{II. 29})$$

Calcul du coefficient global U en tenant compte des encrassements occasionnés par les deux fluides (voir répertoires des résistances d'encrassement) avec la formule :

$$U_s = \frac{1}{\frac{d_o}{h_i d_i} + \frac{d_o \ln \frac{d_o}{d_i}}{2K} + \frac{1}{h_o} + \frac{d_o R_{f_i}}{d_i} + R_{f_o}} \quad (\text{II. 30})$$

Comparaison avec la valeur adoptée (ou calculée) en première approximation.

$$\varepsilon = \frac{|U^{n+1} - U^n|}{U^{n+1}} \quad (\text{II. 31})$$

Si la différence relative ε est disant inférieure à 30%, on peut estimer que le coefficient adopté est bon, la géométrie sera acceptée, sinon on utilisera le nouveau U et on refera une nouvelle itération. On peut vérifier, en faisant la différence entre U_{pet} U de la précédente itération que la résistance totale d'encrassement est bien supérieure ou égale à celle obtenue dans la réalité, sinon cela voudrait dire que le coefficient est surestimé.

II.9.12 Calcul des pertes de charges

- Côté tubes :

Concernant la perte de charge dans les tubes, nous disposons de la formule suivante :

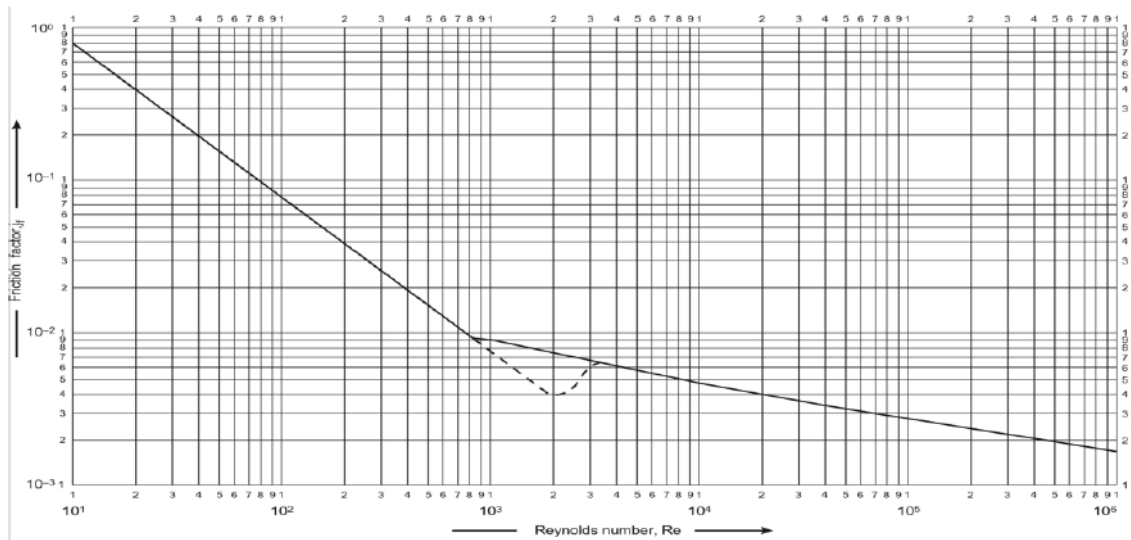
$$\Delta P_t = N_p \left[8 \times j_f \times \left(\frac{L}{d_i} \right) \times \left(\frac{\mu}{\mu_{paroi}} \right)^{-m} + 2,5 \right] \frac{\rho g^2}{2} \quad (\text{II. 32})$$

Où :

$m = 0,25$ pour un écoulement laminaire,

$m = 0,14$ pour un écoulement turbulent,

Le facteur de friction J_f du côté tubes est évalué à partir de l'abaque suivant :



FigureII. 21:Facteur de friction J_f côté tubes.

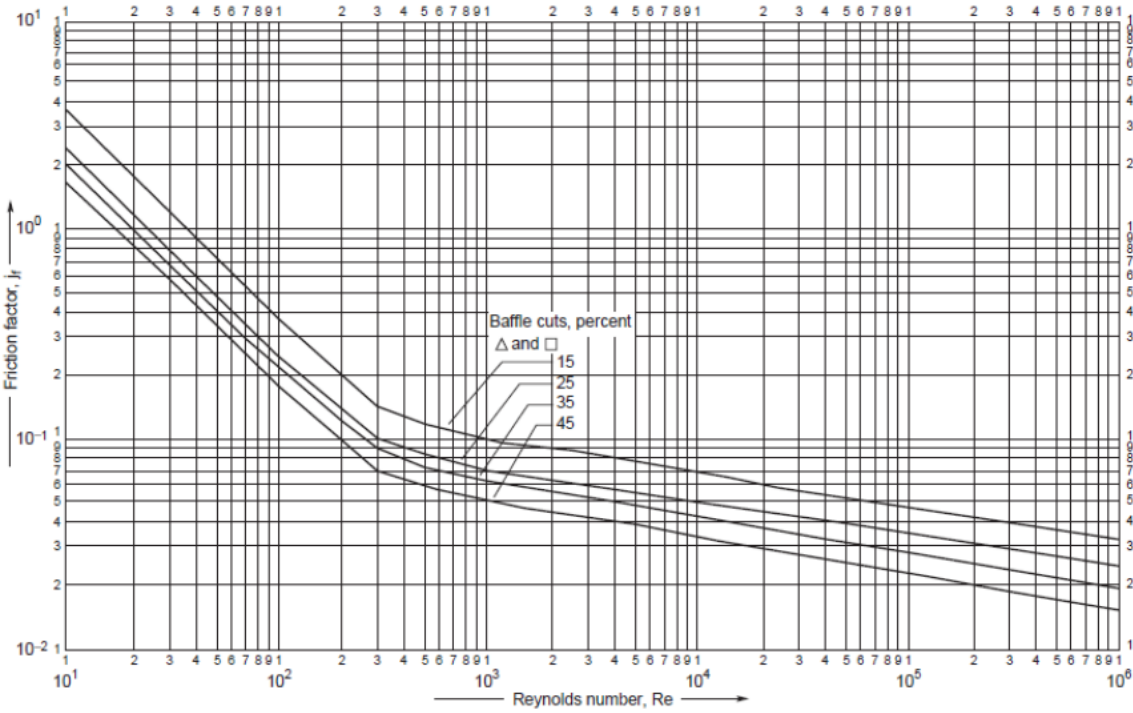
Côté calandre :

$$\Delta P_{cal} = 8 * j_f \left(\frac{L}{E_c} \right) \left(\frac{D_c}{D_h} \right) \left(\frac{\rho g^2}{2} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_{paroi}} \right)^{-0,14} \quad (\text{II. 33})$$

Où :

D_c et D_h : sont respectivement le diamètre de calandre et le diamètre hydraulique, ce dernier dépend de la configuration des tubes comme nous avons vu précédemment dans les équations (II.24) et (II.25).

Le facteur de friction J_f du côté calandre est évalué à partir de l'abaque suivant :



FigureII. 22:Facteur de friction J_f côté calandre.

Conclusión

Conclusion

Dans les puits à double injection dans le champ HMD, le contact de Gaz Lift froids à basse pression avec l'eau injecté provoque la formation des particules solides : les hydrates, qui cause un bouchage au niveau de la tête de puits (arrêt de production).

Le chauffage de Gaz Lift due à un échangeur de chaleur dimensionné selon les besoins de chaque puits est une solution efficace pour éviter la formation de ces particules et donc un minimum de temps d'arrêt et Manque A Produire.

Le fonctionnement de cet échangeur consiste à surchauffer le gaz lift injecté à partir de fluide produit du même puits.

Dans notre travaille on a choisi les deux puits : OMGZ81 et OMGZ801 à partir des critères bien étudiés pour la sélection.

Pour ce dimensionnement, on a utilisé la méthode de Kern et le logiciel HYSYS, parmi les paramètres étudiés la température (fluide/gaz), le débit (gaz/eau), la pression (tête/pipe), GOR, water-Cut

On peut mettre en évidence les conclusions suivantes :

- Pour le puit OMGZ81 :

Les résultats ont été satisfaisants :

La fréquence de givrage se diminue de **17** jusqu'à **2**

Le temps d'arrêt : de **127.32(h)** jusqu'à **18.87(h)**

Le Manque A Produire : de **703(T/j)** jusqu'à **649(T/j)**

- Pour le puit OMGZ801 :

On n'a pas réalisé un grand changement. La fréquence de givrage reste presque la même, le temps d'arrêt et le Manque A Produire continue toujours à augmenter.

En fin nous recommandons de :

Références
Bibliographiques

Références bibliographiques

- [1] A- chapoy; «Phase behaviour in water/ hydrocarbon mixtures involved in gaz production systems» ; Thèse de doctorat : Ecole supérieure des Mines de paris; 2004 .
- [2] André BONTEMPS, Alain GARRIGUE ; “Échangeurs de chaleur : Description
- [3] Bahamma Hacene, « Etude géométrique des inducteurs utilisés dans une cuisson par induction », Université Mohamed Khider Biskra, Juin 2014.
- [4] Direction technique/Département réseaux collecte et desserte/ Activité exploration-production/ Direction régionale HMD : PLAN DE CALANDRE ET SUPPORTAGE projet échangeur gaz lift par : M. AZRI et A. DEROUICHE (03/09/2022).
- [5] DONALDE. Q. KERN; Process heat transfer; 1995.
- [6] E.Ludwig; Applied process design;2001.
- [7] Gavin Towler, Ray Sinnott; Chemical engineering diseng;2008.
- [8] GRAVIER.J. F, Propriétés des fluides de gisements, cours de production Tome 2, Editions TECHNIP, 1986.
- [9] J.H- Perry, Handbook.
- [10] John Wiley; Fundamentals of Heat and Mass Transfer; 2011, 2007, 2002.
- [11] MEMOIRE FIN D’ETUDE Master/ Option Production professionnelle
Présenté Par : LAIBI Amira, MLIK Khaoula, SAIDI Abdelghafour / THÈME Optimisation des puits gas-lift en fonction de Complétion dans le bloc OMG (Upside Nord HMD)
2019/2018
- [12] N- Hong Due, « Dissociation des bouchons d’hydrates de gaz dans les conduites pétroliers » ; Thèse de doctorat : Ecole supérieure des Mines de Saint-Etienne ; 2005.
- [13] PIERRE WUITHIER ; « Techniques et appareillage de mélange tome 2 page 1386 ».
- [14] ROYEEY.A, DURAND.B, JAFFRET.C, JULLIAN.S, VALAIS.M, Le Gaz Natural, production, traitement, transport, Editions TECHNIP, 1994.
- [15] S- SAMER ; « Etude de mesure et prédiction des conditions de formations des hydrates a gaz a condensat » ; Mémoire de magister université de BOUMERDES ; 2011.
- [16] SH / DP/ DR – HMD /Direction Eng. & Production Dept. / Contrôle Sud Service Artificial Lift : INSTALLATION ECHANGEUR DE CHALEUR SCHEMA TYPE POUR UNE CONFIGURATION le 09/10/2022

- [17] SH / DP/ DR – HMD /Direction Eng. & Production Dept./ Contrôle Sud Service
Artificial Lift: ECHANGEUR DE CHALEUR - PUIITS CANDIDATS /Situation des puits à
double injection (09-08-2022).
- [18] SH / DP/ DR – HMD /Direction Eng. & Production Dept./ Contrôle Sud Service
Artificial Lift: L'historique depuis 2020.
- [19] SH / DP/ DR – HMD /Direction Eng. & Production Dept./ Contrôle Sud Service
Artificial Lift: Data banc (28/02/2023)
- [20] Site WEB: [http://dspace.univ.tlemcen.dz/bitstream/112/5218/4/ Chapitre I.pdf](http://dspace.univ.tlemcen.dz/bitstream/112/5218/4/Chapitre%20I.pdf).
- [21] Ziad Youssef. Étude thermodynamique de la formation d'hydrates en absence d'eau
liquide : mesures et modélisation. Autre. Université Claude Bernard - Lyon I, 2009. Français.
ffNNT : 2009LYO10174ff. Fftel-00694018f
- [22] Zoé MINVIELLE, Nadia CANEY, Patrice CLÉMENT, Philippe BANDELIER, Philippe
MARTY, Jean Antoine GRUSS, Claude ROUSSEL ; Echangeur de chaleur, description ;
référence internet : Be9516 ; page 2 ; 2014.