RÉPUBLIQUE DU SÉNÉGAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE THIÈS

PROJET DE FIN D'ETUDES

EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLÔME D'INGÉNIEUR DE CONCEPTION

TITRE Analyse Thermo-Hydraulique d'un système de tuyauterie caracterisé par un écoulement biphasique.

AUTEUR : Cheikh Cisse KA

DIRECTEUR : Adrian R. CERNEA

CO-DIRECTEUR : Aliou DIACK

DATE : JUIN 1986

- A tous ceux qui ont contribué, d'une manière ou d'une autre, à ma formation d'homme et d'ingénieur.

- A tous ceux qui luttent pour mettre fin à l'oppression, sous toutes ses formes.

REMERCIEMENTS

Je tiens à exprimer ma reconnaissance

- A mon professeur Adrian R. CERNEA, directeur de ce projet, dont la documentation, les riches suggestions et la disponibilité entière, ont grandement contribué à la réalisation de ce projet

- A l'ingénieur polytechnicien Chérif El Oualith SOW, de la centrale thermique du Cap des Biches de la Senelec, pour son soutien, sa disponibilité et sa sympathie exemplaires

- A mon collègue Doudou KONDE, pour le soutien moral et les conseils éclairés qu'il n'a eu de répit à me prodiguer durant toute la réalisation de ce projet.

SOMMAIRE

Ce projet de fin d'études traite de l'écoulement biphasique dans une conduite isolée thermiquement.

Il vise à mettre à la disposition des ingénieurs à l'exploitation de la centrale thermique du Cap des Biches de la SENELEC des méthodes de calcul des pertes de charge et de dimensionnement d'une conduite caractérisée par un écoulement biphasique.

Ainsi, trois méthodes de calcul seront exposées en premier lieu, et, en second lieu, une application pratique sera faite en prenant comme exemple une ligne de soutirage d'une tranche de la centrale thermique du Cap des Biches.

CONVERSIONS

1 kg/s	=	7938 lb/hr
1 kg/m^3	=	$6{,}243.10^{-2}$ lb/ft^3
1 Pa.s	=	10^3 C.P (centipoises)
1 N/m	=	10^3 dynes/cm
1 m	=	39,37 po
1 m	=	3,281 ft
1 m^2	=	1550 po^2
1 m^2	=	10,76 ft^2
1 psi	=	6895 Pa.

TABLE DES MATIERES

ANNEXES

INTRODUCTION

Dans beaucoup d'installations industrielles (pipelines, réacteurs chimiques, échangeurs de chaleur, chaudières, etc), on note la présence de deux phases, très souvent un liquide et sa vapeur.

Ceci montre l'importance de l'écoulement biphasique dans l'industrie, et particulièrement dans les centrales thermiques. En effet, dans l'explotation de ces dernières, l'expérience a montré que souvent les pertes de charge - et par conséquent le régime thermique (pression, température, enthalpie et titre en un point donné) - prévus par le constructeur sont loin d'être rencontrés, et que ce fait est très souvent néfaste pour la survie des installations et la sécurité de l'exploitation. Par exemple, pour les lignes de purge, la présence de robinets de contrôle peut causer une vaporisation brusque ou << flashing>> de l'eau sous-refroidie, ce qui provoque souvent une déformation des conduites. Aussi, les pertes de charge dans les longues conduites de soutirage de vapeur vers les réchauffeurs peuvent être huit à dix fois plus grandes que celles prévues, et il s'en suit une modification du bilan thermique global de l'installation.

De nos jours, la nécessité de l'optimisation des conditions d'exploitation et de la réalisation des conditions d'une conduite caractérisée par un écoulement biphasique), qui, je l'espère bien, faciliterait la compréhension des théories exposées.

Chapitre 1

DETERMINATION DES TYPES D'ECOULEMENTS BIPHASIQUES

de sécurité, pour éviter des phénomènes comme le «burn-out» (fusion de métal dans les chaudières, les surchauffeurs et les installations spécifiques à l'industrie chimique), ont engendré des études approfondies de l'écoulement biphasique. Un exemple de cette tendance sont les améliorations récentes apportées à la construction des chaudières, des surchauffeurs, des condenseurs et de la tuyauterie pour les centrales thermiques.

Aussi, les ingénieurs-responsables de l'exploitation d'une centrale thermique, qui doivent prendre des décisions concernant les conditions optimales d'exploitation, ou, en cas d'incident, faire rapidement le diagnostic, doivent avoir à leur disposition des informations scientifiques leur permettant de faire ce travail.

C'est dans ce but que je présente dans ce projet trois théories sur le calcul des pertes de charge dans les conduites caractérisées par un écoulement biphasique. Il s'agit des méthodes de Chenoweth et Martin et de Kern, et de la méthode approfondie. Il faut noter là que ces trois théories sont les plus utilisées, mais il en existe d'autres. Cependant, en dépit du nombre élevé de publications dans ce domaine, il y a toujours des incertitudes sur les résultats et leur interprétation.

Pour terminer, j'ai donné trois exemples de calculs (calculs des pertes de charge par la méthode de Chenoweth et Martin et par la méthode approfondie, et dimensionnement

1.1 Introduction.

Tout écoulement ayant deux phases en interaction et dont le mouvement influence l'interface est dit écoulement biphasique.

Cette condition exigée sur l'interface est introduite pour faire la différence entre les écoulements réellement biphasiques et ceux qui peuvent être traités comme monophasiques (interface fixe).

Dans ce chapitre, je présenterai d'abord les différents types d'écoulements biphasiques possibles, les méthodes utilisées pour la détermination de ces types d'écoulement, et ensuite les théories pour le calcul des pertes de charge.

1.2 Types d'écoulements biphasiques:

Le type de l'écoulement est déterminé par la géométrie de la ligne interfaciale. Cependant, cette géométrie n'est pas des fois bien définie, d'où un manque de précision sur la détermination du type d'écoulement.

Les types d'écoulement les plus fréquents sont représentés dans la figure 1.1 de la page suivante.

Les appellations françaises données ne sont qu'une traduction des appellations américaines généralement acceptées, car les recherches que j'ai menées dans la bibliographie française, en ce qui concerne ce sujet, se sont avérées non concluantes.

Les écoulements biphasiques stratifié et ondulaire ne se rencontrent pas dans le cas des conduites verticales.

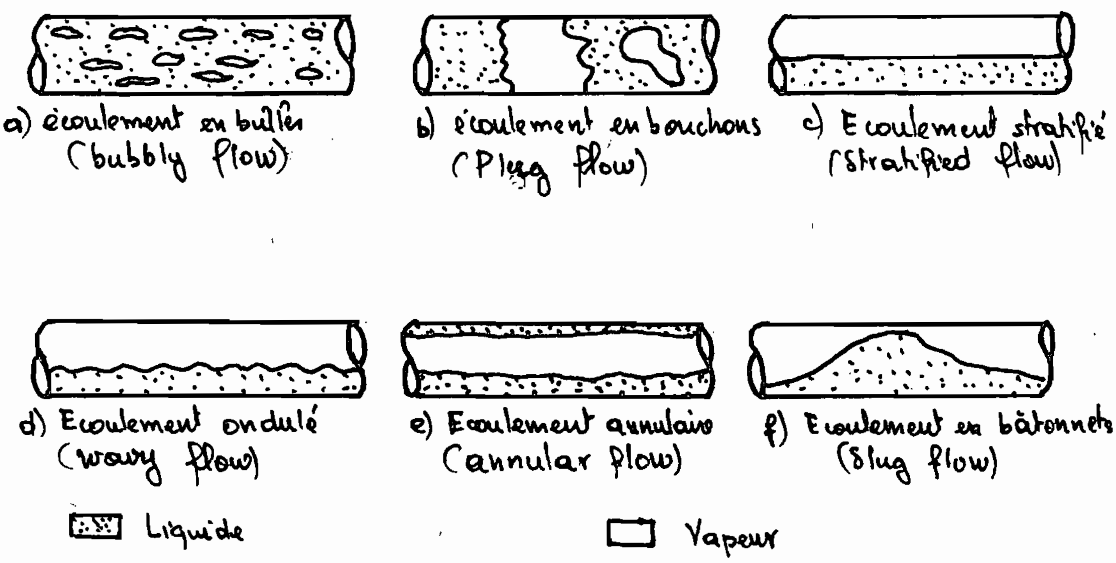


Fig 1.1 : Types d'écoulements biphasiques

1.3. Détermination du type d'écoulement biphasique :

Elle se fait généralement à partir de représentations bidimensionnelles dans un système d'axes dont les coordonnées sont des paramètres fonctions des propriétés (densité, tension de surface, vitesse superficielle, débit massique par unité de surface) des deux phases en présence. En calculant les deux paramètres-coordonnées, on détermine le type d'écoulement.

Beaucoup de représentations bidimensionnelles donnant des résultats différents ont été publiées, et, aujourd'hui, aucune d'entre elles ne peut être dite meilleure. Cependant, la représentation la plus utilisée actuellement est celle de BAKER (1), que je présenterai dans le chapitre III.

Chapitre 2

CALCUL DES PERTES DE CHARGE DANS UN ECOULEMENT BIPHASIQUE PAR LA METHODE DE CHENOWETH ET MARTIN SIMPLIFIEE

2.1 Introduction

L'équation de Bernoulli nous permet de calculer les pertes de charge dans un écoulement de fluide incompressible de densité homogène, donc barotropique, et, avec plus de difficultés, dans un écoulement de fluide compressible.

Dans le cas d'un écoulement biphasique eau-vapeur d'eau, il y a présence d'un fluide incompressible et d'un fluide compressible, d'où la complexité du problème et la nécessité d'une approche différente de celle utilisée en écoulement monophasique.

L'approche de base a été faite en premier lieu par LOCKHART et MARTINELLI (2), et consiste à lier la perte de charge de l'écoulement biphasique à la perte de charge d'une des deux phases le composant, considérée comme étant seule dans la conduite, par un facteur fonction du rapport entre les pertes de charge du liquide et de la vapeur, considérés respectivement comme étant seuls dans la conduite. (voir annexe A)

Malheureusement, les résultats obtenus par Lockhart et Martinelli ne sont exacts que pour les conduites de diamètre inférieur à 50 mm. C'est pourquoi d'autres auteurs comme CHENOWETH et MARTIN (3) et KERN (4) - dont la méthode sera vue au chapitre III - ont donné d'autres corrélations entre les pertes de charge de l'écoulement biphasique et de l'écoulement monophasique liquide ou vapeur, pour que l'approche soit valable même pour les conduites de plus grand diamètre.

2.2. Méthode de calcul

Cette méthode permet un calcul rapide des pertes de charge dans un écoulement biphasique dans une conduite horizontale.

Elle peut être résumée comme suit :

1°) Connaissant la pression P, la température t, le titre x de vapeur, et le débit massique total $\dot{m}$ de l'écoulement, on calcule les débits massiques $\dot{m}_L$ et $\dot{m}_v$, les masses volumiques ρ_L et ρ_v, et les viscosités dynamiques μ_L et μ_v du liquide et de la vapeur. (On a $\dot{m}_v = x\,\dot{m}$, et $\dot{m}_L = \dot{m} - \dot{m}_v$, et $\rho_L, \rho_v, \mu_L, \mu_v$ sont calculés à partir de tables thermodynamiques, comme les tables B1 et B2 situées en annexe B).

2°) Connaissant la géométrie de la conduite, ses accessoires et son diamètre, on détermine, comme dans le cas d'un écoulement monophasique, les coefficients de pertes de charge singulières K.

3°) Calculer la fraction volumique du liquide ou L.V.F. (liquid volume fraction) d'après l'équation

$$L.V.F. = \frac{\dot{V}_L}{\dot{V}_v} = \frac{\dot{m}_L v_L}{\dot{m}_v v_v} = \frac{\dot{m}_L \rho_v}{\dot{m}_v \rho_L} \quad (1.1)$$

4°) Calculer le nombre de Reynolds fictif correspondant à chaque phase

$$R^*_{e_L} = \frac{4\dot{m}}{\pi D \mu_L} \qquad \text{et} \qquad R^*_{ev} = \frac{4\dot{m}}{\pi D \mu_v} \qquad (12)$$

Ces nombres de Reynolds sont dits fictifs parce que tout simplement, dans leur calcul, au lieu de prendre le débit massique correspondant à la phase considérée, on prend le débit massique total de l'écoulement.

5°) Connaissant la rugosité relative $\frac{\varepsilon}{D}$ et le nombre fictif de Reynolds, on détermine, pour chaque phase, le facteur fictif de friction f^* correspondant à l'aide du diagramme de Moody.

6°) Calculer la perte de charge fictive de la phase liquide par la formule de Darcy

$$\Delta P^*_L = f^*_L \frac{L}{D} \rho_L \frac{V_L^2}{2} = \frac{8}{\pi^2} f^*_L L \frac{\dot{m}_L^2}{\rho_L D^5} \quad [Pa] \qquad (13)$$

où L = longueur de la conduite en m.

V_L = vitesse du liquide en m/s

7°) Calculer les groupes adimensionnels suivants

$$\varphi_L = \frac{f^*_L \times L}{D} + \Sigma K$$

$$\varphi_v = \frac{f^*_v \times L}{D} + \Sigma K \qquad (14)$$

où ΣK = somme des coefficients de perte singulière, et calculer aussi $\frac{\rho_L \varphi_v}{\rho_v \varphi_L}$

8°) On entre dans le diagramme de la page suivante (figure 2.1) avec les valeurs de L.V.F. et $\frac{\rho_L \varphi_v}{\rho_v \varphi_L}$, pour

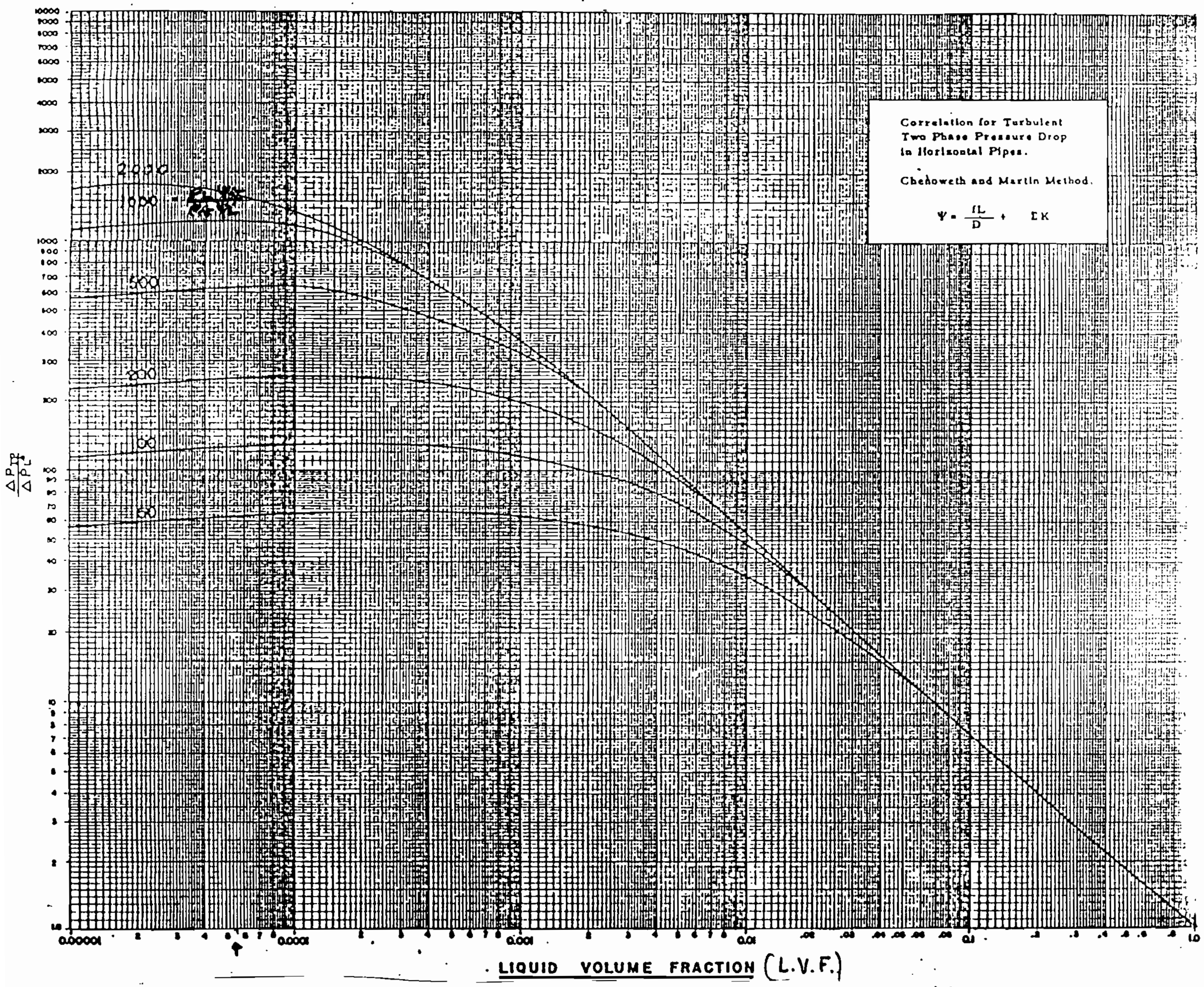


fig 2.1 : $\frac{\Delta P_{TP}}{\Delta P_L^*}$ en fonction de L.V.F et $\frac{\rho_L \Psi_{TP}}{\rho_{TP} \Psi_L}$

déterminer le rapport entre la perte de charge totale de l'écoulement ΔP_{TP} et ΔP_L^*, et en déduire ainsi la perte totale de charge ΔP_{TP}.

On peut remarquer, en observant ce diagramme, que si L.V.F est supérieur ou égal à 0,6, le rapport $\frac{\Delta P_{TP}}{\Delta P_L^*}$ ne dépend plus du paramètre $\left(\frac{\rho_L \varphi_v}{\rho_v \varphi_L}\right)$, et les étapes 4 à 7 seront sautées.

Cette méthode, très simple du reste, est surtout valable pour les conduites horizontales, dans lesquelles l'écoulement est turbulent ($Re_L^* > 2000$ et $Re_v^* > 2000$). Chenoweth et Martin ont effectué des séries de calculs et mesures qui leur ont montré que pour des nombres fictifs de Reynolds inférieurs à 2000, la perte de charge calculée est presque toujours supérieure à la valeur mesurée.

Pour des nombres fictifs de Reynolds supérieurs à 2000, 92% des pertes calculées étaient comprises entre ± 35% des pertes mesurées, et que toutes les pertes calculées étaient comprises entre ± 50% des pertes mesurées.

On remarque aussi qu'il n'est pas nécessaire de connaître le type d'écoulement pour appliquer cette méthode. Cette simplification, et le fait que les conduites horizontales ayant un écoulement biphasique constituent une bonne partie des systèmes industriels, font que cette méthode est largement utilisée.

Cependant, sa précision décroît avec l'augmentation du diamètre D.

Chapitre 3:

CALCUL DES PERTES DE CHARGE DANS UN ECOULEMENT BIPHASIQUE PAR LA METHODE DE KERN

Cette méthode diffère de la précédente du fait qu'elle tient compte du type d'écoulement.

3.1 <u>Détermination du type d'écoulement</u>

Elle se fait ici selon la méthode de Baker, qui, comme je l'ai dit dans le premier chapitre, est la plus utilisée.

Baker a établi une représentation bidimensionnelle dont les deux axes ont pour coordonnées respectivement B_x et B_y, appelées paramètres de Baker, avec :

$$B_x = 531 \left(\frac{\dot{m}'_L}{\dot{m}'_v}\right)\left(\frac{\rho_v'^{\,0,5}}{\rho_L'^{\,0,166}}\right)\left(\frac{\mu_L'^{\,1/3}}{\sigma'_L}\right) \qquad (31)$$

et

$$B_y = 2,16 \; \frac{\dot{m}'_v}{A'\sqrt{\rho'_L \, \rho'_v}} \qquad (32)$$

où A' = section de la conduite [ft^2]

σ'_L = tension de surface du liquide [dynes/cm]

$\dot{m}'_L$ = débit massique du liquide [lb/hr]

$\dot{m}'_v$ = débit massique de la vapeur [lb/hr]

ρ'_v = masse volumique de la vapeur [lb/ft^3]

ρ'_L = masse volumique du liquide [lb/ft^3]

μ'_L = viscosité dynamique du liquide [c.P]

Le calcul de ces deux paramètres nous permet de déterminer le type d'écoulement à partir du diagramme de la page suivante (figure 3.1). Il faut noter que c'est l'utilisation de ce diagramme et des autres suivants qui nous impose l'utilisation du système d'unités anglosaxon.

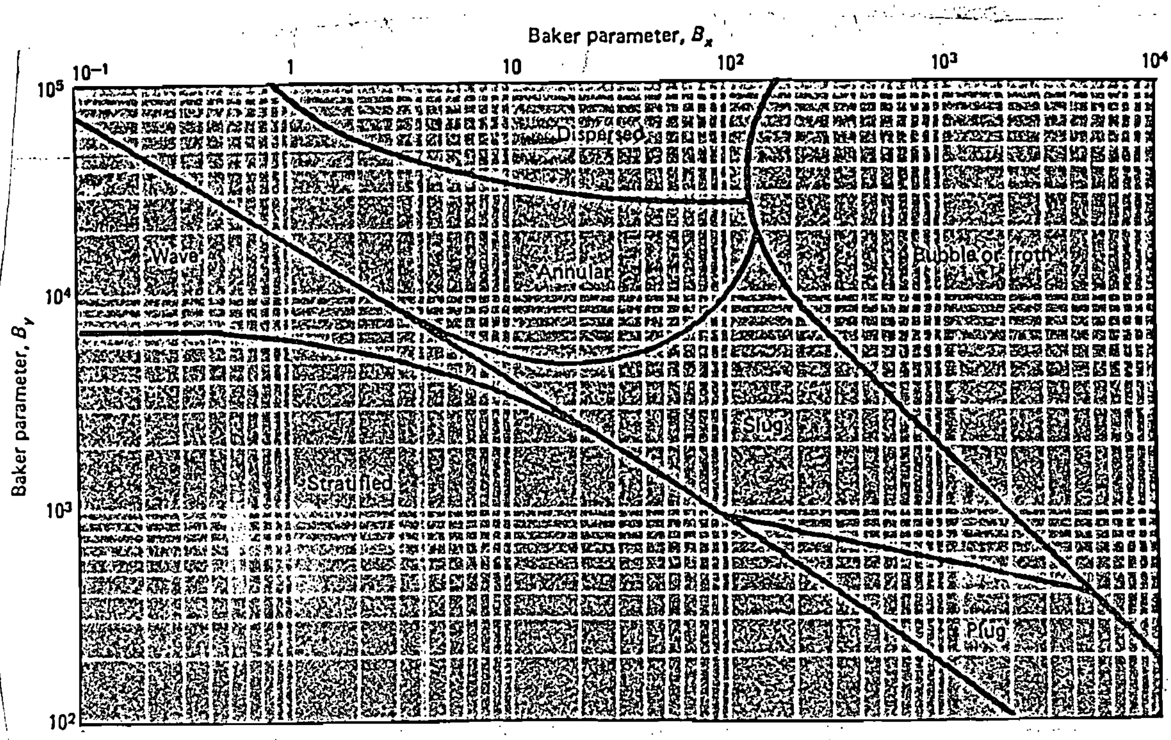


fig 3.1 : Diagramme de Baker

	type d'écoulement						
	dispersé	annulaire	en bulles	stratifié	ondulé	en bâtonnets	en bouchons
Détermination de Φ	utiliser la figure 3.3 en y entrant avec X^2 ou X_D^2	$\Phi = aX^b$ $a = 4,8 - 0,3125\,D'$ $b = 0,343 - 0,021\,D'$ si $D' > 10$ po, prendre $D' = 10$ po ou bien utiliser la figure 3.4 (entrée : X^2 ou X_D^2)	$\Phi = \frac{14,2\,X^{0,75}}{(\dot{m}'_L/A')^{0,1}}$ ou bien utiliser la figure 3.5 (entrée : X^2 ou X_D^2)	$\phi = \frac{15400\,X}{(\dot{m}'_L/A')^{0,8}}$	utiliser la corrélation de Schneider – White – Huntington et la figure 3.2	$\phi = \frac{1190\,X^{0,815}}{(\dot{m}'_L/A')^{0,5}}$	$\phi = \frac{27315\,X^{0,855}}{(\dot{m}'_L/A')^{0,17}}$

Tableau 3.1 : Détermination de Φ selon le type d'écoulement

Il est recommandé de calculer B_Y d'abord, car si on a $B_Y \geq 80000$, l'écoulement biphasique est du type dispersé. Ce type n'a pas été défini dans le premier chapitre, mais il correspond au cas où le liquide est transporté en fines gouttelettes, comme s'il était pulvérisé, par la vapeur.

3.2. Cas d'une conduite horizontale :

3.2.1 Ecoulement ondulé

On calcule d'abord le facteur de corrélation H_x de SCHNEIDER-WHITE-HUNTINGTON (5)

$$H_x = \frac{\dot{m}'_L}{\dot{m}'_v} \frac{\mu'_L}{\mu'_v} \qquad (3.3)$$

pour déterminer le facteur de friction f_H de Huntington à partir de la figure 3.2 de la page suivante. Ensuite, on calcule directement la perte de charge $\Delta P'_{100}$ de l'écoulement, pour une longueur de 100 ft (30,48 m), par la formule de Darcy adaptée :

$$\Delta P'_{100} = 0{,}000336 \, f_H \frac{(\dot{m}'_v)^2}{\rho'_v D'^5} \quad [psi] \qquad (3.4)$$

où D' = diamètre de la conduite en po.

La perte de charge pour une longueur L' [ft] de conduite sera alors

$$\Delta P'_{TP} = \Delta P'_{100} \times \frac{L'}{100} \quad [psi] \qquad (3.5)$$

3.2.2 Ecoulements dispersé, annulaire, en bulles, stratifié, en bouchons et en bâtonnets

La méthode de calcul est la même pour tous ces types d'écou-

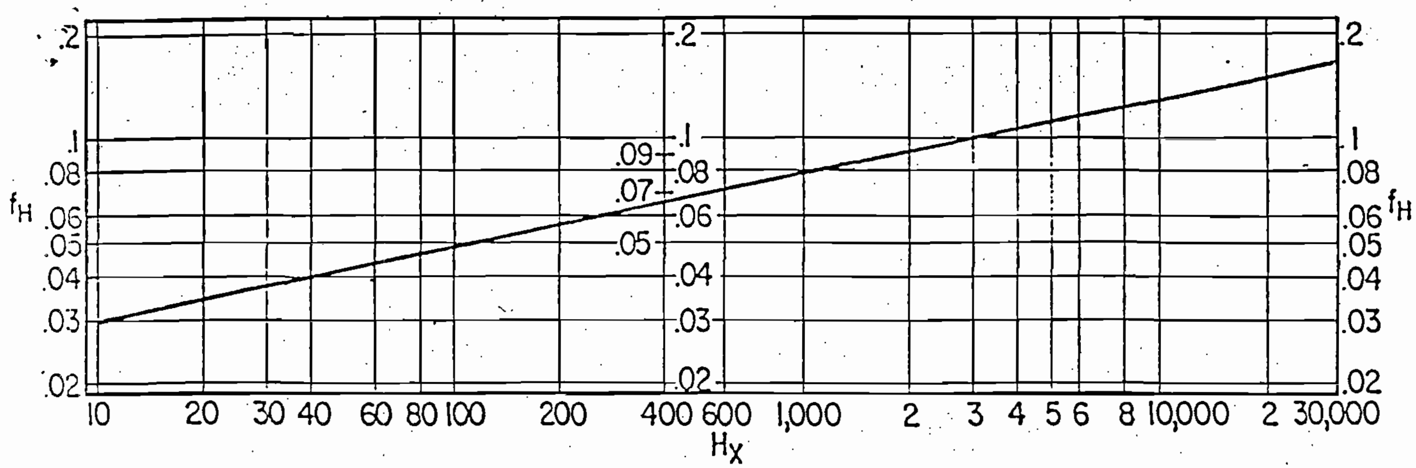


fig. 32 : Détermination du facteur de friction f_H de Huntington

lement. Il s'agit de déterminer le facteur ϕ reliant la perte de charge $\Delta P'_{100}$ pour une longueur de 100 ft à la perte de charge fictive $\Delta P^{*'}_{v100}$ correspondant à la phase vapeur, pour une longueur de 100 ft, par la relation

$$\Delta P'_{100} = \Delta P^{*'}_{v100} \times \phi^2 \quad [psi] \qquad (3.6)$$

Ce facteur de corrélation a été exprimé par Kern sous la forme

$$\phi = a X^b \qquad (3.7)$$

où X = module de Lockhart et Martinelli

a dépend du débit massique de la vapeur et de la section de la conduite, et b est une constante pour chaque type d'écoulement, sauf pour l'écoulement annulaire, où il dépend du diamètre de la conduite.

L'expression de ϕ est donné pour chaque type d'écoulement dans le tableau 3.1 de la page 13.

Le module X de Lockhart et Martinelli est défini par

$$X^2 = \frac{\Delta P^{*'}_{L100}}{\Delta P^{*'}_{v100}}$$

où $\Delta P^{*'}_{L100}$ et $\Delta P^{*'}_{v100}$ correspondent aux pertes fictives de charge du liquide et de la vapeur, pour une longueur de 100 ft de conduite. Ces pertes sont calculées, comme dans la première méthode, par la formule de Darcy, qui sera adaptée ici :

$$\Delta P^{*'}_{L100} = 0{,}000336\, f^*_L \frac{\dot{m}'^2_L}{\rho'_L D^5} \qquad (3.8)$$

$$\Delta P^{*'}_{v100} = 0{,}000336\, f^*_v \frac{\dot{m}'^2_v}{\rho'_v D^5} \qquad (3.9)$$

Pour la détermination de facteurs fictifs de friction f_L^* et f_v^*, on utilise la formule adaptée donnant le nombre de Reynolds,

$$R'_e = 6{,}31 \frac{\dot{m}'}{\mu' D'} \qquad (3.10)$$

avec $\dot{m}$ en lb/hr, μ' en C.P. et D' en po.

Pour un écoulement turbulent, ce qui est généralement le cas, on peut utiliser, selon Lockhart et Martinelli, la formule de Blazius pour chaque phase,

$$f_L^* = \frac{0{,}046}{R_{e_L}'^{0,2}} \quad \text{et} \quad f_v^* = \frac{0{,}046}{R_{e_v}'^{0,2}} , \qquad (3.11)$$

ce qui donnera une nouvelle expression de X^2 :

$$X^2 = \left(\frac{\dot{m}'_L}{\dot{m}'_v}\right)^{1,8} \left(\frac{\rho'_v}{\rho'_L}\right) \left(\frac{\mu'_L}{\mu'_v}\right)^{0,2} \qquad (3.12)$$

Connaissant X^2, on calcule ϕ ou on le détermine, suivant le type d'écoulement, en utilisant l'équation ou la figure indiquées dans le tableau 3.1. Finalement, il s'agira de calculer

$$\Delta P'_{100} = \Delta P'^{*}_{v100} \times \phi^2 \qquad [\text{psi}]$$

et

$$\Delta P'_{TP} = \Delta P'_{100} \times \frac{L'}{100} \qquad [\text{psi}] \qquad (3.13)$$

Pour les écoulements dispersé, annulaire et en bulles, il est possible de déterminer $\Delta P'_{100}$ directement à partir des figures correspondantes, de la même manière que l'on détermine ϕ^2.

3.8 Cas d'une conduite verticale

Les écoulements stratifié et ondulé n'existent pas dans ces conduites.

Pour les autres types d'écoulements, Kern a introduit la corrélation de DAVIS (6) pour calculer le module de Lockhart et Martinelli à utiliser dans le calcul précédent :

$$X_D = 0{,}19\,X\,(F_r)^{0{,}135} \qquad (3.14)$$

où X = module de Lockhart et Martinelli

F_r = nombre de Froude ; $F_r = \dfrac{V'^2}{32{,}2\,D'}$ (3.15)

avec $V' = \left(\dfrac{\dot{m}'_L}{\rho'_L} + \dfrac{\dot{m}'_V}{\rho'_V}\right) \Big/ 3600\,A'$ [ft/s] (3.16)

La méthode est identique à celle utilisée pour les conduites horizontales, mais on entre dans les diagrammes (figures 3.3, 3.4 et 3.5) avec X_D^2 et non X^2.

L'intérêt majeur de cette méthode est la détermination du type d'écoulement. En effet, l'écoulement en bâtonnets, par exemple, doit être évité autant que possible dans les installations industrielles, car il peut provoquer une fluctuation de pression et donner ainsi de fausses valeurs aux instruments de contrôle. La réduction des longueurs de conduite, l'utilisation de deux ou plusieurs conduites en parallèle, sont quelques uns des moyens utilisés pour l'éviter. Aussi, cette méthode est plus précise que celle de Chenoweth et Martin.

Cependant, elle a quelques imperfections. D'abord, pour les titres de vapeur assez élevés, le module de Lockhart et Martinelli est souvent très faible et ne permet pas l'utilisation des diagrammes pour la détermination de Φ^2. Ensuite, tout comme la méthode simplifiée de Chenoweth et Martin, elle ne tient pas compte des variations de densité d'un point à l'autre de la conduite.

D'autre part, elle ne tient pas compte des pertes singulières, comme le fait la méthode simplifiée de Chénowelh et Martin. Comme les pertes totales de charge incluent les pertes singulières, on doit évaluer ces dernière selon une méthode appropriée.

Une première estimation consiste à dire que ces pertes sont 2,5 fois plus grandes que celles prévues pour un écoulement de liquide. (valeur déterminée expérimentalement). Mais un calcul plus précis peut être fait en utilisant la méthode de la théorie homogène, que je donne en annexe C.

Cependant, pour les robinets et clapets la première estimation reste l'unique solution possible, jusqu'à présent en tout cas.

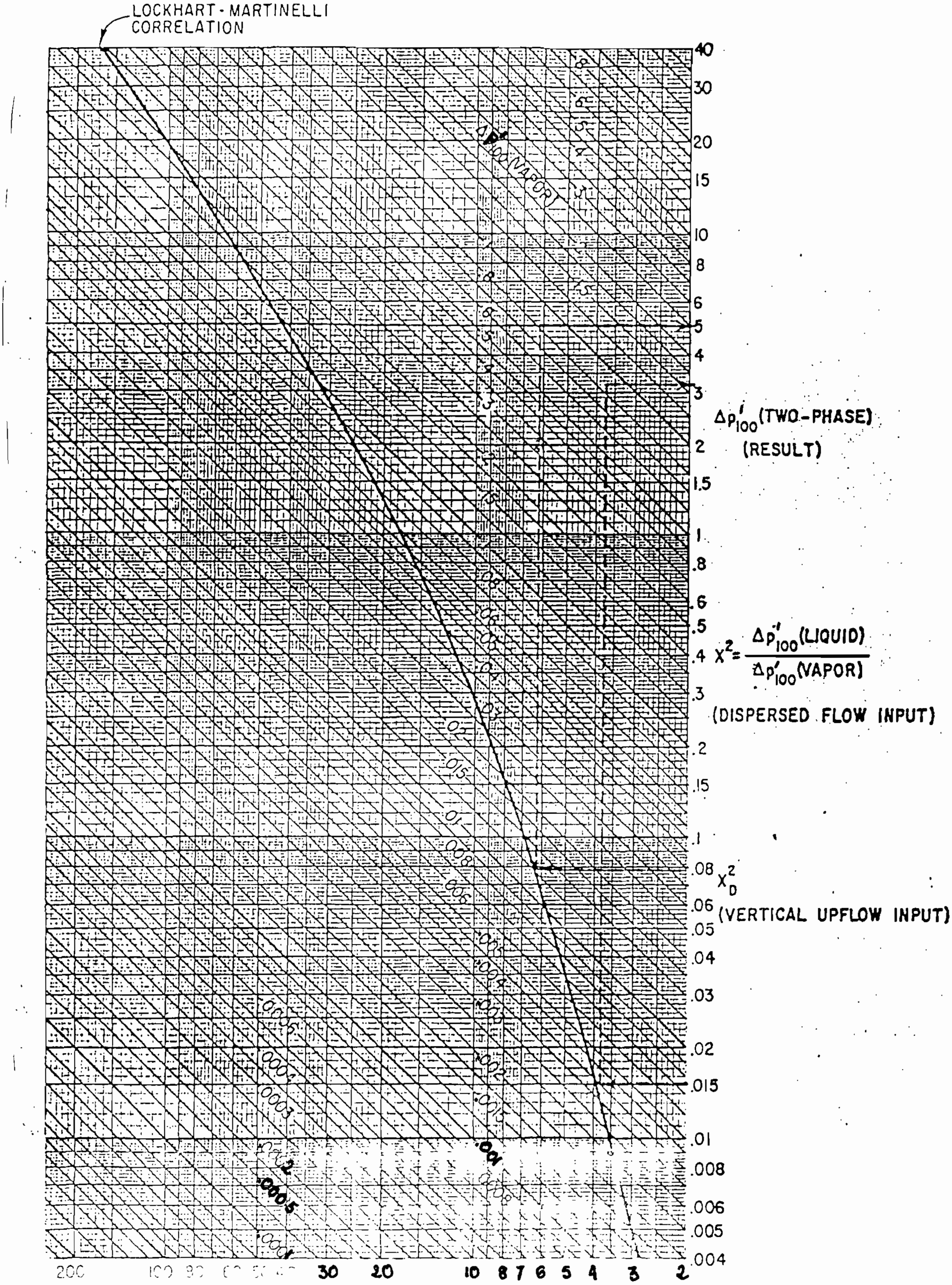


Fig. 33. Détermination de ϕ^2 et de $\Delta P'_{TP}$ pour un écoulement dispersé.

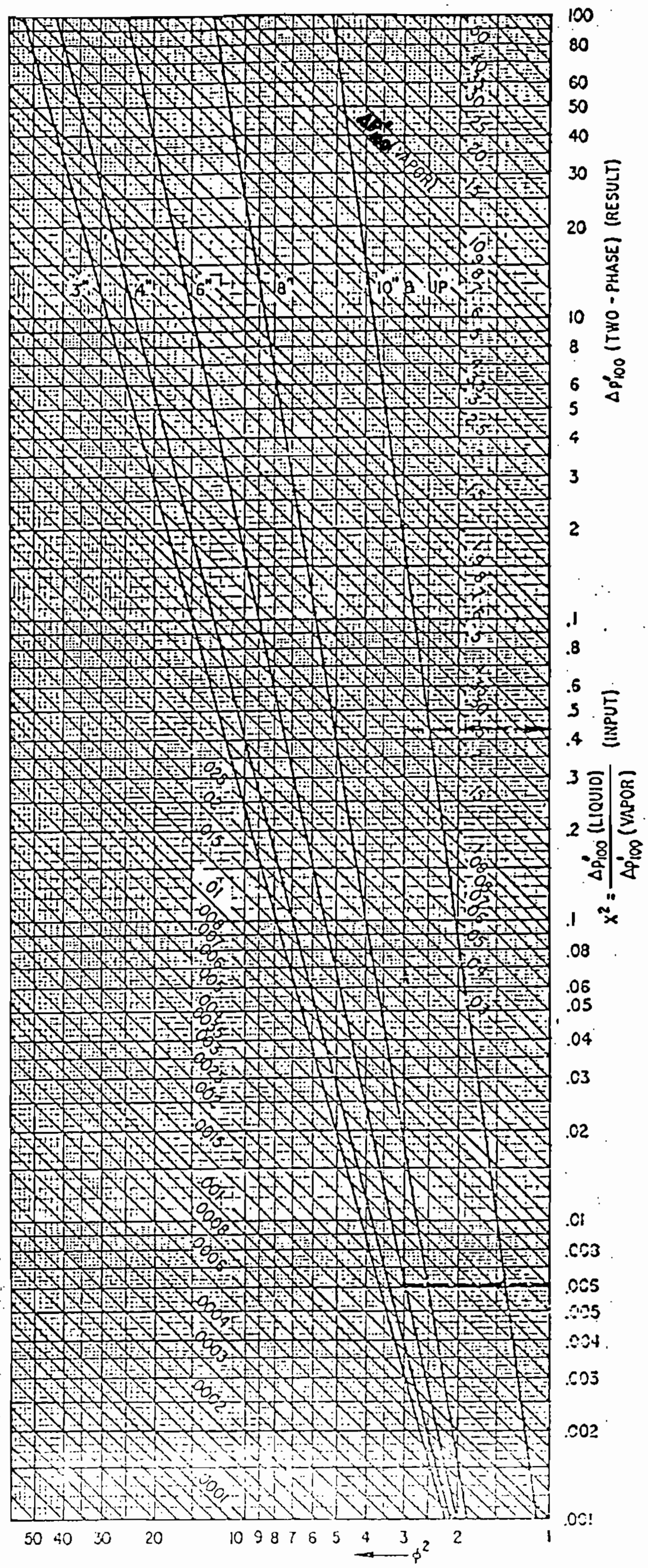


fig. 34. Détermination de Φ^2 et de $\Delta P'_{T.P.}$

pour un écoulement annulaire

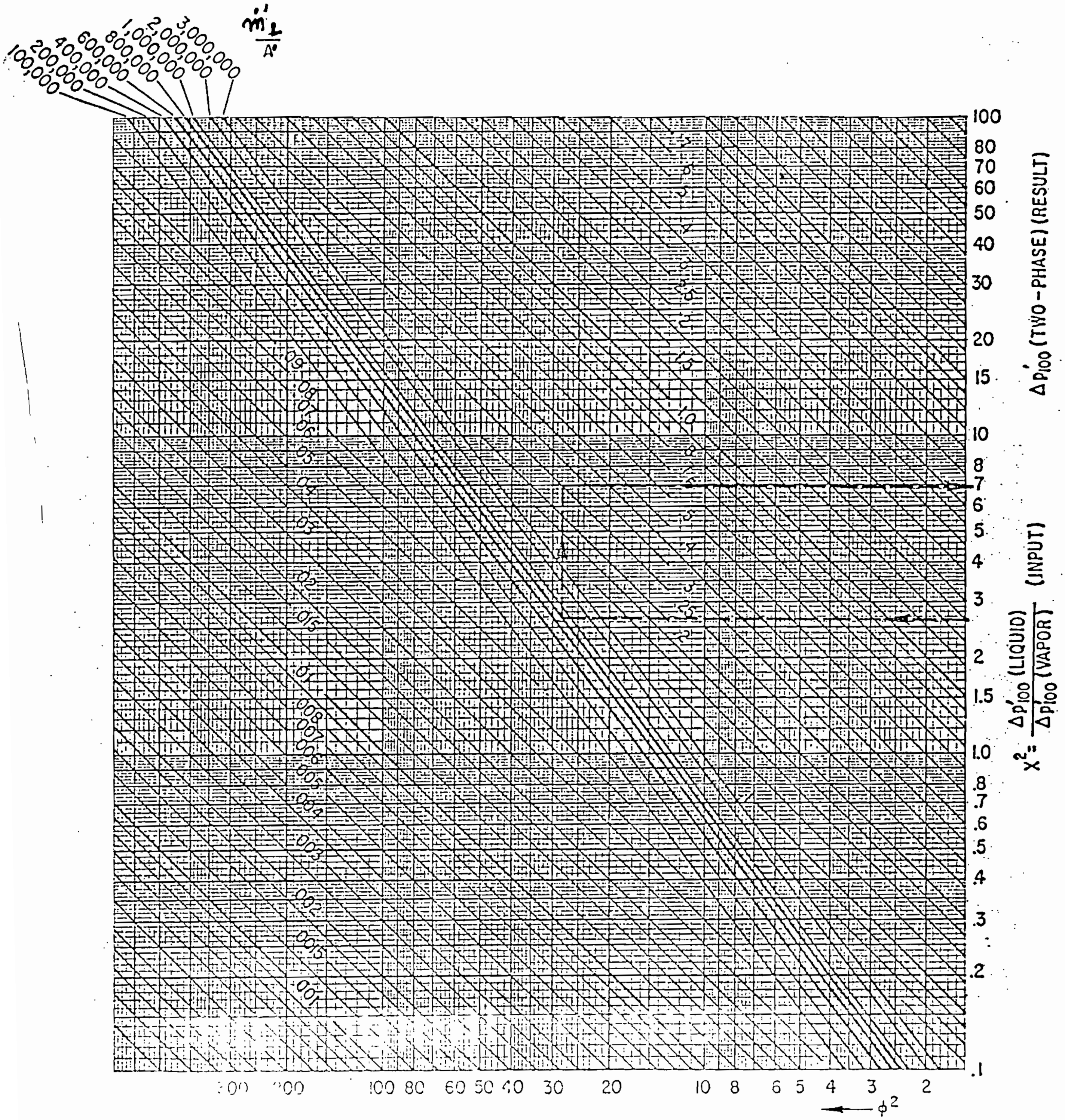


fig. 3.5 : Détermination de ϕ^2 et de $\Delta P'_{TP}$ pour un écoulement biphasique en bulles

Chapitre 4 :

CALCUL DES PERTES DE CHARGE DANS UN ECOULEMENT BIPHASIQUE PAR LA METHODE APPROFONDIE

4.1 Introduction:

Les deux méthodes précédentes, non seulement ne tiennent pas compte de la variation de la densité d'un point à l'autre de la conduite (si cette dernière est assez longue), mais ne permettent en réalité que la composante due à la friction des pertes de charge totales.

La méthode approfondie, que je présente dans ce chapitre, permet de tenir compte de ces variations de densité et de calculer toutes les composantes des pertes totales de charge.

4.2 Composantes du gradient de pression.

En plus des pertes de charge dues à la friction, il peut y exister des pertes ou gains de charge dûs à la gravité pour les conduites verticales, ou des pertes dues à la variation de quantité de mouvement, par exemple dans le cas d'une évaporation ou d'une condensation. Donc, pour une longueur de conduite dz, le gradient de pression sera:

$$\frac{dP}{dz} = \frac{dP_a}{dz} + \frac{dP_f}{dz} + \frac{dP_g}{dz} \quad [Pa/m] \qquad (41)$$

où:

$\frac{dP}{dz}$ = gradient de pression de l'écoulement biphasique

$\frac{dP_a}{dz}$ = composante du gradient de pression due à la variation de la quantité de mouvement

$\frac{dP_f}{dz}$ = composante du gradient de pression due à la friction

$\frac{dP_g}{dz}$ = composante du gradient de pression dûe à la gravité.

C'est dire donc que la perte de charge ΔP_{TP} de l'écoulement est la somme des pertes dûes à la variation de quantité de mouvement ΔP_a, des pertes par friction ΔP_f et des pertes ou gains dûs à la gravité ΔP_g.

C'est pour tenir compte de toutes ces pertes qu'ADRIAN R. CERNEA (7) a élaboré une méthode de calcul en se basant surtout sur la méthode de Chenoweth et Martin approfondie et sur la méthode de ZUBER (8).

4.3. Méthode de calcul des pertes ΔP_a dûes à une variation de quantité de mouvement:

Entre deux sections 1 et 2 d'une conduite caractérisée par un écoulement monophasique, la perte de charge dûe à la variation de quantité de mouvement est:

$$\int_{z_1}^{z_2} \frac{dP_a}{dz} = \Delta P_a = -\frac{1}{A}\left[\int_A (u\,d\dot{m})_2 - \int_A (u\,d\dot{m})_1\right] [Pa] \quad (4.2)$$

où

u = vitesse de l'écoulement [m/s]

$\dot{m}$ = débit massique [kg/s]

A = section de la conduite [m²]

Pour un écoulement biphasique, on procède de la même manière que dans les deux chapitres précédents, en reliant les pertes dues à la variation de la quantité de mouvement aux pertes de la phase liquide dues à cette même variation, en considérant que cette phase a un débit massique égal à celui du mélange. Ainsi, on aura :

$$\Delta P_a = -G^2 \left[\left(\frac{w_{LO}^2}{\rho_L} \right)_2 - \left(\frac{w_{LO}^2}{\rho_L} \right)_1 \right] \quad [Pa] \qquad (4.3)$$

où :

$$G = \frac{4(\dot{m}_v + \dot{m}_L)}{\pi D^2} \qquad [kg/s\,m^2] \qquad (4.4)$$

et w_{LO}^2 est un facteur qui dépend du titre du mélange, et des masses volumiques du liquide et de la vapeur. Connaissant les titres x_1 et x_2 de vapeur aux sections 1 et 2, on détermine w_{LO}^2 en 1 en utilisant la figure 4.1 de la page suivante, qui nous donne la méthode à utiliser :

- pour la méthode R, on a $w_{LO}^2 = x\dfrac{\rho_L}{\rho_v} + 1 - x$ (4.5)
- pour la méthode Q, on a $w^2_{LO} = x^2 \dfrac{\rho_L}{\rho_v} + 2x(1-x)\sqrt{\dfrac{\rho_L}{\rho_v}} + (1-x)^2$ (4.6)

4.4. <u>Calcul du gradient de pression dû à la friction $\frac{dP_f}{dz}$</u> :

L'approche demeure la même, à savoir lier la perte de charge par friction de l'écoulement à la perte par friction d'une seule phase, par un facteur de corrélation ϕ, sous la forme

$$\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{TP} = \frac{dP_f}{dz} = \phi_{LO}^2 \left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{LO} \quad [Pa/m] \qquad (4.7)$$

$\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{LO}$ représente le gradient de pression dû à la friction de la phase liquide s'écoulant seule dans la conduite, à un même débit massique que celui du mélange. La même définition est utilisée pour $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{VO}$ que l'on utilisera plus loin.

La méthode de Chenoweth et Martin approfondie étant

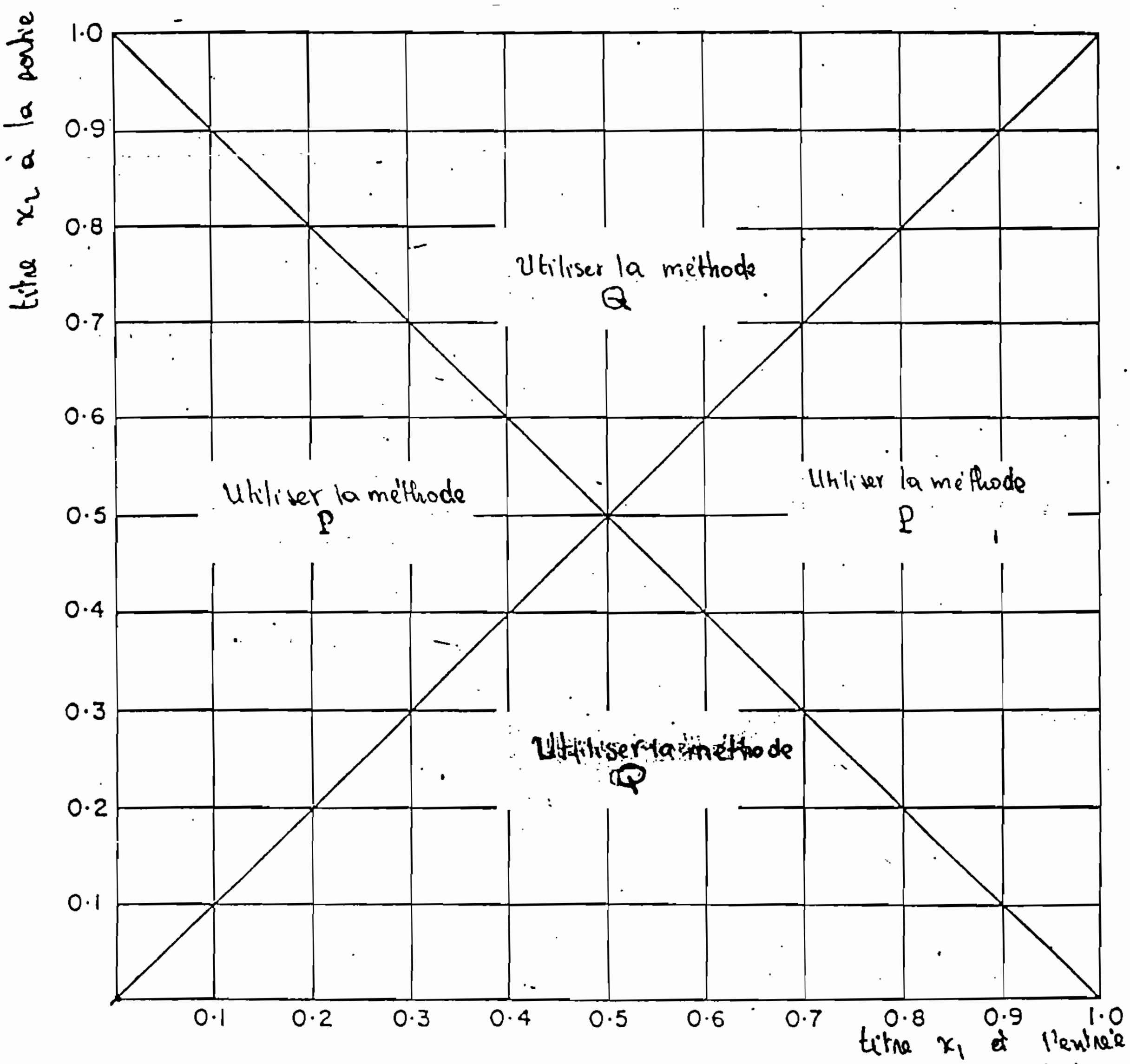


Fig 4.1 : Détermination de la méthode à utiliser pour calculer w^2_{LO}

celle qui donne les meilleurs résultats pour les conduites de diamètre supérieur à 50 mm, elle sera utilisée ici, pour la détermination de ϕ^2_{LO}.

4.4.1 Détermination du facteur de corrélation ϕ_{LO}

La figure 4.2 donne ϕ^2_{LO} en fonction de :

$$\Gamma^2 = \frac{(dP_f/dz)_{VO}}{(dP_f/dz)_{LO}} \quad (4.8)$$

et
$$1-\beta = \frac{1}{1+\frac{x}{1-x}\frac{\rho_L}{\rho_V}} = \text{fraction volumique du liquide} \quad (4.9)$$

$$\beta = \frac{1}{1+\frac{1-x}{x}\frac{\rho_V}{\rho_L}} = \text{fraction volumique de la vapeur.} \quad (4.10)$$

ρ_L, ρ_V et x étant connus, il est donc facile de calculer $1-\beta$.
En utilisant la formule de Darcy, on a :

$$\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{LO} = - f_{LO} \times \frac{1}{D} \times \frac{\dot{m}^2}{\rho_L A^2} = - G^2 \frac{f_{LO}}{D\rho_L} \quad (4.11)$$

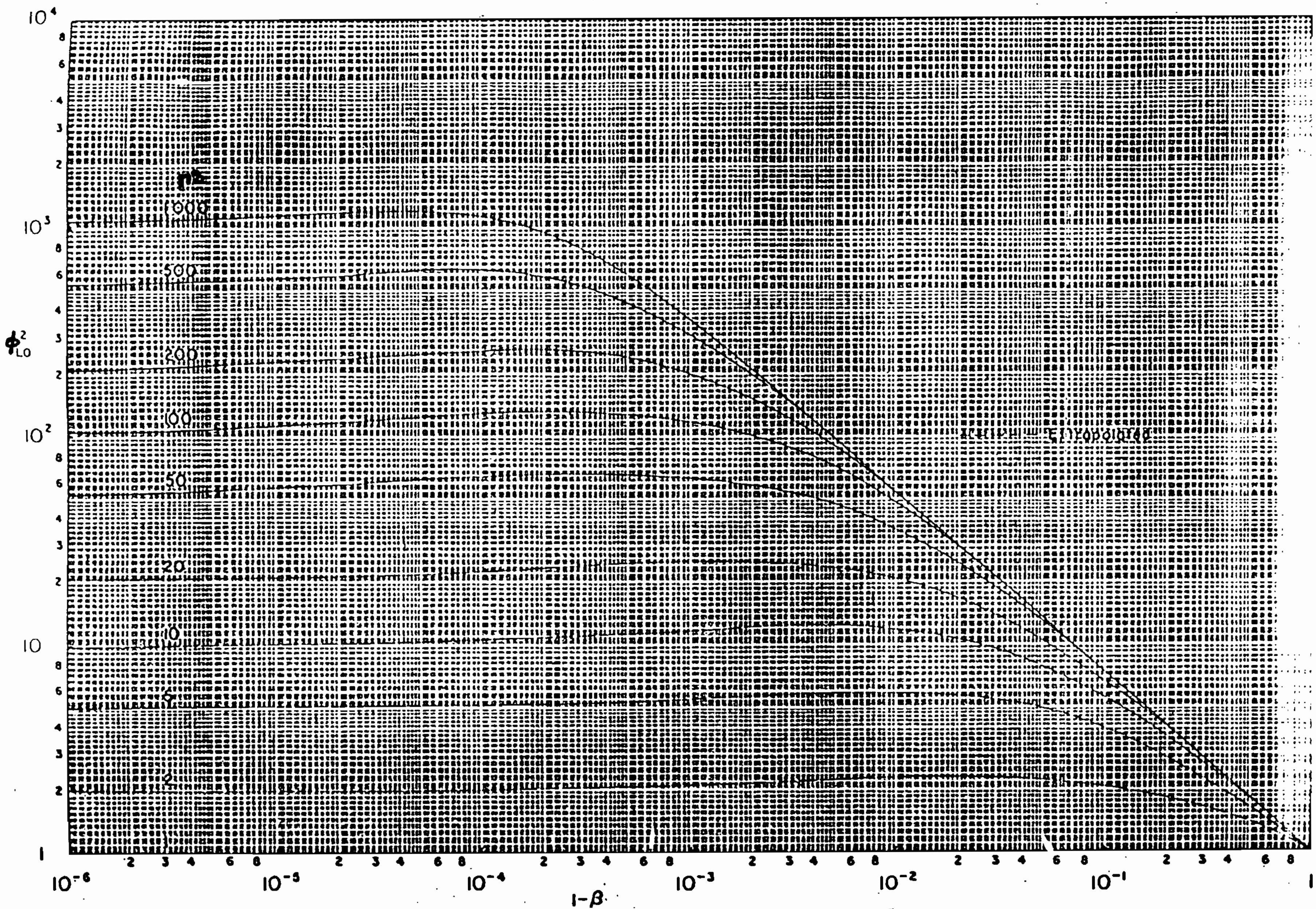
et

$$\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{VO} = - f_{VO} \times \frac{1}{D} \times \frac{\dot{m}^2}{\rho_V A^2} = - G^2 \frac{f_{VO}}{D\rho_V} \quad (4.12)$$

En calculant les nombres fictifs de Reynolds correspondant aux phases de liquide et de vapeur

$$Re_{LO} = \frac{GD}{\mu_L} \quad \text{et} \quad Re_{VO} = \frac{GD}{\mu_V}, \quad (4.13)$$

on détermine à partir d'un diagramme de Moody les facteurs fictifs de friction f_{LO} et f_{VO}, et être ainsi dans la possibilité de calculer $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{LO}$ et $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{VO}$. Ensuite, il suffit de calculer Γ^2 (équation 4.8), et, avec la valeur de $(1-\beta)$, trouver sur la figure 4.2 (page suivante) la valeur de ϕ^2_{LO}. Enfin, avec



<u>Figure 4.2</u> Facteur de correlation ϕ^2_{LO} en fonction de Γ^2 et $1-\beta$

l'équation 4.7, on calcule $\frac{dP_f}{dz}$.

4.4.2 Correction du gradient de pression dû à la friction

Après avoir établi les corrélations entre $\frac{dP_f}{dz}$ et $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{LO}$, Chenoweth et Martin ont fait des séries de calculs et mesures dans le but de corriger $\frac{dP_f}{dz}$ calculé précédemment.

Ils ont d'abord établi une table de performance (voir page suivante, table 4.1), qui permet d'avoir une meilleure valeur pour $\frac{dP_f}{dz}$, notée $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{be}$ (best value). Dans cette table, on a

N = nombre de tests réalisés

s = déviation standard

$\bar{E}$ = facteur moyen de correction = $10^{\bar{e}}$

avec $\bar{e} = \sum_{i=1}^{N} \frac{e_i}{i}$

La meilleure valeur pour $\frac{dP_f}{dz}$ est donnée par la formule

$$\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{be} = \bar{E} \cdot \frac{dP_f}{dz} \qquad [Pa/m] \qquad (4.14)$$

Ensuite, ils ont tenu compte de l'incertitude sur $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{be}$, pour avoir finalement

$$\frac{dP_f}{dz} = \Delta E \cdot \left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{be} \qquad [Pa/m] \qquad (4.15)$$

où le facteur d'incertitude ΔE dépend de s, N, du niveau de confiance C et de la probabilité P choisis.

La figure 4.3. de la page 31 donne ΔE en fonction de s et N, pour C = 90% et P = 99% (valeurs généralement utilisées).

Pour pouvoir utiliser cette méthode de correction, il faut que les valeurs de D, G, $\frac{\varepsilon}{D}$, μ_V, μ_L, ρ_V, et ρ_L soient comprises dans les intervalles donnés dans le tableau

30 Table 4.1 Table de performance de Chenoweth et Martin.

ρ_L/ρ_G	x	$G<32$ kg/sm^2	32 – 100	100 – 320	320 – 1 000	1 000 – 3 200	3 200 – 10 000	$G>10\,000$ kg/sm^2	All G values
3.2		0	0	0	26 1.03 .154	22 1.00 .072	0	0	48 1.01 .126
	0.0–0.1	0	0	0	18 .90 .110	20 .98 .070	0	0	38 .94 .093
	0.1–0.2	0	0	0	7 1.28 .160	2 1.21 .003	0	0	9 1.27 .142
	0.2–0.3	0	0	0	1 2.13	0	0	0	1 2.13
	0.3–0.4	0	0	0	0	0	0	0	0
	0.4–0.5	0	0	0	0	0	0	0	0
	0.5–0.6	0	0	0	0	0	0	0	0
	0.6–0.7	0	0	0	0	0	0	0	0
	0.7–0.8	0	0	0	0	0	0	0	0
	0.8–0.9	0	0	0	0	0	0	0	0
	0.9–1.0	0	0	0	0	0	0	0	0
10		0	0	0	104 1.27 .095	336 1.08 .093	38 .89 .085	22 .41 .122	500 1.05 .134
	0.0–0.1	0	0	0	27 1.05 .085	102 1.13 .073	13 1.10 .031	0	141 1.11 .074
	0.1–0.2	0	0	0	11 1.25 .148	42 1.24 .068	6 .97 .028	2 .72 .070	61 1.19 .100
	0.2–0.3	0	0	0	6 1.38 .079	36 1.18 .088	8 .81 .028	1 .64	51 1.12 .109
	0.3–0.4	0	0	0	5 1.32 .097	25 1.11 .100	3 .74 .007	0	33 1.10 .113
	0.4–0.5	0	0	0	7 1.51 .034	27 1.02 .096	5 .70 .010	4 .37 .071	43 .95 .176
	0.5–0.6	0	0	0	8 1.48 .054	24 1.05 .088	1 .68	2 .46 .005	35 1.07 .140
	0.6–0.7	0	0	0	5 1.56 .023	22 1.03 .094	0	5 .35 .115	32 .93 .212
	0.7–0.8	0	0	0	10 1.40 .043	13 .92 .088	1 .68	1 .40	25 1.04 .145
	0.8–0.9	0	0	0	13 1.36 .034	20 .89 .067	1 .67	6 .39 .076	40 .89 .185
	0.9–1.0	0	0	0	12 1.19 .029	26 .85 .047	0	1 .36	39 .92 .102
32		0	0	0	98 1.33 .093	135 1.29 .083	6 .63 .161	11 .23 .283	250 1.19 .193
	0.0–0.1	0	0	0	56 1.29 .100	119 1.34 .064	0	2 .43 .190	177 1.31 .095
	0.1–0.2	0	0	0	15 1.45 .093	7 1.04 .081	1 1.16	2 .48 .079	25 1.20 .159
	0.2–0.3	0	0	0	6 1.58 .058	6 .84 .061	1 .90	2 .27 .018	15 .93 .253
	0.3–0.4	0	0	0	3 1.37 .056	3 .90 .046	0	3 .15 .065	9 .56 .427
	0.4–0.5	0	0	0	4 1.31 .067	0	2 .56 .029	1 .07	7 .68 .438
	0.5–0.6	0	0	0	3 1.34 .035	0	1 .44	0	4 1.02 .209
	0.6–0.7	0	0	0	4 1.26 .040	0	1 .42	0	5 1.01 .194
	0.7–0.8	0	0	0	2 1.29 .058	0	0	0	2 1.29 .058
	0.8–0.9	0	0	0	4 1.20 .073	0	0	1 .15	5 .79 .371
	0.9–1.0	0	0	0	1 1.33	0	0	0	1 1.33
100		0	5 1.03 .058	90 1.23 .051	52 .91 .151	32 1.28 .044	0	0	179 1.13 .110
	0.0–0.1	0	0	4 1.00 .026	6 1.34 .079	32 1.28 .044	0	0	42 1.26 .060
	0.1–0.2	0	0	4 1.04 .070	7 1.28 .037	0	0	0	11 1.18 .067
	0.2–0.3	0	0	6 1.42 .040	5 1.05 .087	0	0	0	11 1.24 .092
	0.3–0.4	0	1 .95	9 1.33 .021	6 .50 .105	0	0	0	16 .90 .211
	0.4–0.5	0	0	15 1.25 .035	12 .84 .102	0	0	0	27 1.05 .112
	0.5–0.6	0	0	7 1.28 .026	6 .81 .103	0	0	0	13 1.03 .123
	0.6–0.7	0	4 1.05 .062	9 1.18 .041	5 .76 .050	0	0	0	18 1.02 .095
	0.7–0.8	0	0	12 1.25 .032	3 1.00 .068	0	0	0	15 1.20 .057
	0.8–0.9	0	0	14 1.26 .025	2 1.07 .002	0	0	0	16 1.24 .034
	0.9–1.0	0	0	10 1.10 .046	0	0	0	0	10 1.10 .046
>320		0	164 .94 .132	212 1.06 .152	203 1.05 .262	98 1.29 .209	1 1.47	0	678 1.06 .200
	0.0–0.1	0	0	31 .48 .328	152 1.16 .258	98 1.29 .209	1 1.47	0	282 1.17 .255
	0.1–0.2	0	6 .48 .097	34 .90 .093	11 1.10 .109	0	0	0	51 .88 .140
	0.2–0.3	0	20 .68 .102	38 1.13 .059	10 .90 .362	0	0	0	68 .94 .184
	0.3–0.4	0	24 .89 .112	20 1.20 .062	12 .54 .214	0	0	0	56 .89 .182
	0.4–0.5	0	23 1.14 .119	17 1.19 .054	6 .62 .023	0	0	0	46 1.07 .130
	0.5–0.6	0	16 1.17 .079	20 1.14 .037	8 .79 .038	0	0	0	62 1.10 .081
	0.6–0.7	0	21 1.21 .106	10 1.14 .015	3 .97 .019	0	0	0	34 1.16 .088
	0.7–0.8	0	11 .98 .024	11 1.20 .020	1 1.03	0	0	0	23 1.08 .048
	0.8–0.9	0	13 .98 .051	14 1.24 .013	2 .79 .119	0	0	0	29 1.08 .077
	0.9–1.0	0	30 .86 .037	17 .95 .141	0	0	0	0	47 .89 .092
		N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s

All ρ_L/ρ_G values

x	$G<32$ kg/sm^2	32 – 100	100 – 320	320 – 1 000	1 000 – 3 200	3 200 – 10 000	$G>10\,000$ kg/sm^2	All G values
0.0–0.1	0	0	35 .89 .309	259 1.16 .211	370 1.24 .128	14 1.12 .045	2 .43 .190	680 1.18 .180
0.1–0.2	0	6 .48 .097	38 .92 .093	51 1.28 .124	51 1.21 .073	7 1.00 .037	4 .59 .115	157 1.08 .141
0.2–0.3	0	20 .68 .102	44 1.17 .066	28 1.18 .249	42 1.12 .099	9 .82 .030	3 .36 .181	146 1.03 .172
0.3–0.4	0	25 .89 .110	29 1.24 .056	26 .70 .248	28 1.08 .100	3 .74 .007	3 .15 .065	114 .91 .214
0.4–0.5	0	23 1.14 .119	32 1.22 .047	29 .97 .162	27 1.02 .096	7 .66 .046	5 .27 .299	123 .99 .182
0.5–0.6	0	16 1.17 .079	27 1.18 .041	23 1.06 .144	24 1.05 .088	2 .55 .092	2 .46 .005	94 1.07 .119
0.6–0.7	0	25 1.18 .102	19 1.16 .031	17 1.10 .130	22 1.03 .094	1 .42	5 .35 .115	89 1.04 .158
0.7–0.8	0	11 .98 .024	23 1.23 .029	16 1.28 .078	13 .92 .088	1 .68	1 .40	65 1.10 .102
0.8–0.9	0	13 .98 .051	28 1.25 .021	21 1.23 .090	20 .89 .067	1 .67	7 .34 .164	90 1.00 .169
0.9–1.0	0	30 .86 .037	27 1.00 .119	13 1.20 .031	26 .85 .047	0	1 .36	97 .93 .097
	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s

All ρ_L/ρ_G values and all x values

$G<32$ kg/sm^2	32 – 100	100 – 320	320 – 1 000	1 000 – 3 200	3 200 – 10 000	$G>10\,000$ kg/sm^2	All G values
0	169 .94 .130	302 1.11 .134	483 1.13 .198	623 1.16 .122	45 .86 .116	33 .34 .226	1655 1.08 .172
N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s	N $\bar{E}$ s

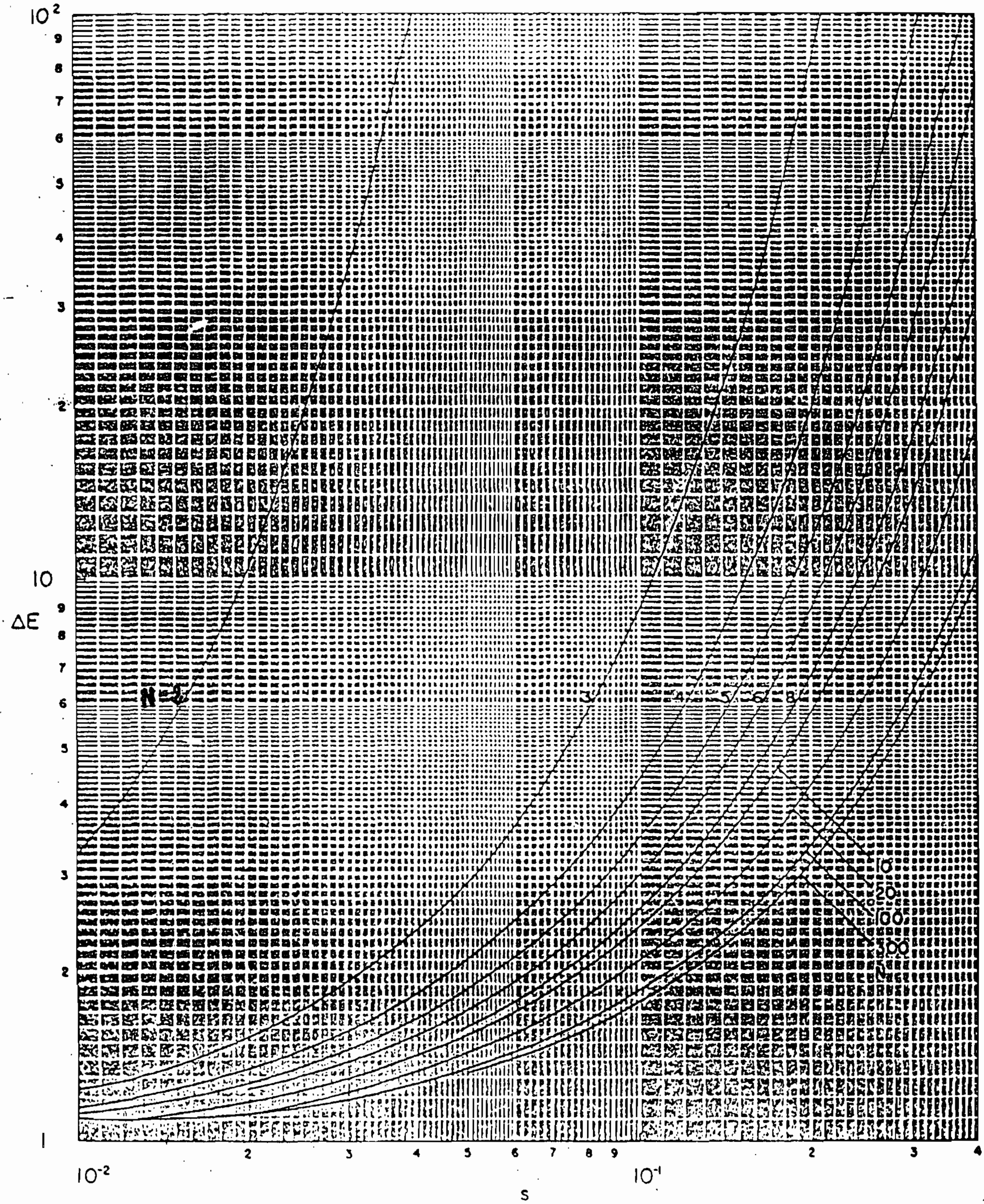


Fig. 4.3 : Facteur d'incertitudes ΔE en fonction de N et s pour un niveau de confiance C = 90% et une probabilité P = 99% pour la corrélation de Chenoweth et Martin

ci-dessous, et que l'écoulement soit adiabatique.

Paramètre	Valeur minimale	Valeur maximale
D	50 mm	305 mm
G	32 kg/m²s	10000 kg/m²s
$\frac{\varepsilon}{D}$	$2,5.10^{-5}$	5.10^{-2}
μ_V	$1,2.10^{-5}$ Pa.s	$2,27.10^{-5}$ Pa.s
μ_L	$7,4.10^{-5}$ Pa.s	$2,80.10^{-4}$ Pa.s
ρ_V	0,5 kg/m³	93 kg/m³
ρ_L	612 kg/m³	960 kg/m³

Table 4.2 : Valeurs des paramètres utilisés dans les tests sur la corrélation de Chenoweth et Martin.

Je présente la procédure de calcul sous forme d'algorithme dans la page suivante.

4.5 Méthode de calcul du gradient de pression dû à la gravité

Ce gradient est souvent important dans les conduites verticales suffisamment longues ou de grand diamètre. Il est donné par l'équation

$$\frac{dP_g}{dz} = - \bar{\rho}\, g \sin\theta \quad [Pa/m] \qquad (4.16)$$

où : - g = accélération de gravité

- θ = angle d'inclinaison de la conduite par rapport à

Debut Calcul de $\frac{dP_f}{dz}$

↓

Calculer ρ_L, ρ_v, μ_L, μ_v, h_L et h_{LG}

↓

Comparer les valeurs obtenues à celles de la table 4.2

↓

Calculer $\frac{\rho_L}{\rho_v}$, x et G

↓

Utiliser la table 4.1 pour déterminer N, $\bar{E}$ et s

↓

Calculer $(1-\beta)$, Re_{LO} et Re_{VO}

↓

Déterminer f_{LO} et f_{VO} (on peut utiliser la figure de l'annexe F

↓

Calculer $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{LO}$, $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{VO}$ et Γ^2

↓

Déterminer ϕ^2_{LO} sur la figure 4.2

↓

Calculer $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_1 = \phi^2_{LO}\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{LO}$

↓

Calculer $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{be} = \bar{E}\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_1$

↓

Avec $c = 90\%$, $P = 99\%$ déterminer ΔE sur la figure 4.3

↓

Calculer $\frac{dP_f}{dz} = \Delta E\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{be}$

↓

FIN DU CALCUL de $\frac{dP_f}{dz}$

$$1-\beta = \frac{1}{1+\frac{x}{1-x}\frac{\rho_L}{\rho_v}}$$

$$Re_{LO} = \frac{GD}{\mu_L} \quad \text{et} \quad Re_{GO} = \frac{GD}{\mu_v}$$

$$\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{LO} = -2G^2\frac{f_{LO}}{D\rho_L}$$

$$\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{GO} = -2G^2\frac{f_{VO}}{D\rho_L}$$

$$\Gamma^2 = (dP_f/dz)_{VO}/(dP_f/dz)_{LO}$$

Fig. 4.4. Algorithme de calcul de $\frac{dP_f}{dz}$

l'horizontal. Θ est positif pour un écoulement allant vers le haut.

$$- \bar{\rho} = \frac{\rho_L}{\rho_v} \frac{1 + V.R./Y}{1 + Y/V.R.} \qquad (4.17)$$

$$- Y = \frac{\beta}{1-\beta} = \frac{x}{1-x} \frac{\rho_L}{\rho_v} \qquad (4.18)$$

- V.R. est le rapport des vitesses moyennes des deux phases, et est évalué par la méthode de ZUBER :

$$V.R. = Y \frac{(1-\alpha)}{\alpha} \qquad (4.19)$$

avec : $\alpha = \frac{\beta}{1{,}13 + C_1}$ = fraction du vide (4.20)

où $C_1 = \frac{1{,}41}{V_H} \left[\sigma g (\rho_L - \rho_v) / \rho_L^2 \right]^{1/4}$ (4.21)

σ = tension superficielle en N/m

$V_H = \frac{G}{\rho_H}$ = vitesse du mélange homogène (4.22)

$\rho_H = \beta \rho_v + (1-\beta)\rho_L$ = densité homogène (4.23)

Ici aussi, des tests ont été faits pour établir la table de performance de la page suivante (table 4.3), pour avoir une meilleure valeur de V.R., et, par là, une meilleure valeur de $\frac{dP_f}{dz}$.

La table 4.3 et la figure 4.5 s'utilisent respectivement comme la table 4.2 et la figure 4.3 vus précédemment.

Dans l'équation 4.17, on devra utiliser un rapport de vitesses V.R. corrigé de la manière suivante :

$$(V.R.)_1 = Y \frac{(1-\alpha)}{\alpha}$$

$$(V.R.)_{be} = \bar{E} \, (V.R.) \qquad (4.24)$$

et $V.R. = \Delta E \, (V.R.)_{be}$. (4.25)

	$G<200\ kg/s\,m^2$	$200\le G<400$	$400\le G<700$	$700\le G<1000$	$1000\le G<1500$	$G\ge1500\ kg/s\,m^2$	ALL G VALUES
$0.8<1-\beta\le1.0$	0	1 .50	7 1.45 .180	20 1.42 .057	34 1.37 .204	14 1.69 .347	76 1.43 .220
$5\le\rho_L/\rho_G<10$	0	0	4 1.68 .044	15 1.44 .051	18 1.53 .226	0	37 1.51 .163
$10\le\rho_L/\rho_G<18$	0	0	2 1.77 .043	5 1.35 .067	12 1.38 .117	7 1.46 .150	26 1.42 .120
$18\le\rho_L/\rho_G<32$	0	1 .50	1 .54	0	3 .92 .141	6 2.12 .485	11 1.31 .448
$32\le\rho_L/\rho_G<55$	0	0	0	0	0	0	0
$55\le\rho_L/\rho_G<100$	0	0	0	0	1 .57	1 1.17	2 .81 .156
$0.6<1-\beta\le0.8$	8 .65 .059	11 .77 .048	22 1.39 .097	34 1.24 .109	42 1.18 .086	28 1.14 .078	145 1.14 .122
$5\le\rho_L/\rho_G<10$	8 .65 .059	9 .79 .030	6 1.63 .074	11 1.49 .037	10 1.50 .035	0	44 1.14 .167
$10\le\rho_L/\rho_G<18$	0	0	12 1.34 .082	10 1.19 .091	10 1.21 .058	6 1.16 .016	38 1.24 .077
$18\le\rho_L/\rho_G<32$	0	2 .65 .050	4 1.21 .110	3 1.39 .023	0	6 1.32 .125	15 1.18 .144
$32\le\rho_L/\rho_G<55$	0	0	0	10 1.01 .120	22 1.05 .068	15 1.06 .047	47 1.05 .077
$55\le\rho_L/\rho_G<100$	0	0	0	0	0	1 1.24	1 1.24
$0.4<1-\beta\le0.6$	13 .72 .056	18 .85 .025	24 1.24 .092	42 1.24 .065	37 1.18 .050	29 1.23 .076	163 1.12 .108
$5\le\rho_L/\rho_G<10$	11 .70 .054	6 .83 .024	4 1.71 .047	2 1.56 .036	0	0	23 .92 .162
$10\le\rho_L/\rho_G<18$	2 .81 .031	9 .87 .009	9 1.13 .083	8 1.17 .050	6 1.21 .018	1 1.18	35 1.06 .080
$18\le\rho_L/\rho_G<32$	0	2 .86 .007	8 1.16 .045	4 1.16 .033	4 1.21 .029	4 .99 .060	22 1.11 .062
$32\le\rho_L/\rho_G<55$	0	0	3 1.25 .076	25 1.26 .051	12 1.13 .025	3 1.16 .015	43 1.22 .050
$55\le\rho_L/\rho_G<100$	0	1 .72	0	3 1.20 .136	15 1.21 .071	21 1.29 .071	40 1.23 .087
$0.2<1-\beta\le0.4$	9 .81 .027	11 1.00 .038	8 1.17 .059	20 1.37 .080	31 1.24 .065	23 1.19 .070	102 1.17 .089
$5\le\rho_L/\rho_G<10$	2 .73 .009	0	0	0	0	0	2 .73 .009
$10\le\rho_L/\rho_G<18$	7 .83 .014	1 .90	1 1.39	0	0	0	9 .89 .070
$18\le\rho_L/\rho_G<32$	0	7 1.02 .020	5 1.06 .023	0	9 1.13 .034	10 1.00 .023	31 1.05 .035
$32\le\rho_L/\rho_G<55$	0	0	2 1.36 .002	11 1.37 .014	5 1.37 .015	1 1.28	19 1.36 .015
$55\le\rho_L/\rho_G<100$	0	3 1.00 .050	0	9 1.37 .118	17 1.27 .074	12 1.37 .020	41 1.30 .043
$0.1<1-\beta\le0.2$	0	13 1.03 .041	4 1.07 .019	3 1.51 .039	11 1.12 .071	9 .94 .039	40 1.07 .071
$5\le\rho_L/\rho_G<10$	0	0	0	0	0	0	0
$10\le\rho_L/\rho_G<18$	0	0	0	0	0	0	0
$18\le\rho_L/\rho_G<32$	0	6 1.00 .037	4 1.07 .019	0	3 1.02 .026	5 .89 .027	18 .99 .043
$32\le\rho_L/\rho_G<55$	0	0	0	0	0	0	0
$55\le\rho_L/\rho_G<100$	0	7 1.06 .042	0	3 1.51 .039	8 1.17 .075	4 1.01 .027	22 1.14 .076
$0.05<1-\beta\le0.1$	0	0	0	0	0	0	0
$5\le\rho_L/\rho_G<10$	0	0	0	0	0	0	0
$10\le\rho_L/\rho_G<18$	0	0	0	0	0	0	0
$18\le\rho_L/\rho_G<32$	0	0	0	0	0	0	0
$32\le\rho_L/\rho_G<55$	0	0	0	0	0	0	0
$55\le\rho_L/\rho_G<100$	0	0	0	0	0	0	0
$0<1-\beta\le0.05$	0	0	0	0	0	0	0
$5\le\rho_L/\rho_G<10$	0	0	0	0	0	0	0
$10\le\rho_L/\rho_G<18$	0	0	0	0	0	0	0
$18\le\rho_L/\rho_G<32$	0	0	0	0	0	0	0
$32\le\rho_L/\rho_G<55$	0	0	0	0	0	0	0
$55\le\rho_L/\rho_G<100$	0	0	0	0	0	0	0
	N E s	N E s	N E s	N E s	N E s	N E s	N E s

All $1-\beta$ values

	$G<200\ kg/s\,m^2$	$200\le G<400$	$400\le G<700$	$700\le G<1000$	$1000\le G<1500$	$G\ge1500\ kg/s\,m^2$	ALL G VALUES
$5\le\rho_L/\rho_G<10$	21 .69 .057	15 .81 .029	14 1.67 .060	28 1.47 .046	28 1.52 .182	0	106 1.19 .184
$10\le\rho_L/\rho_G<18$	9 .83 .020	10 .87 .009	24 1.29 .095	23 1.72 .078	28 1.28 .089	14 1.30 .117	108 1.18 .108
$18\le\rho_L/\rho_G<32$	0	19 .91 .093	22 1.09 .090	7 1.26 .048	19 1.09 .075	31 1.20 .259	97 1.10 .167
$32\le\rho_L/\rho_G<55$	0	0	5 1.30 .062	44 1.23 .082	39 1.11 .065	19 1.08 .048	109 1.16 .074
$55\le\rho_L/\rho_G<100$	0	11 1.01 .044	0	18 1.36 .116	41 1.20 .090	39 1.28 .046	108 1.23 .091
	N E s	N E s	N E s	N E s	N E s	N E s	N E s

All $1-\beta$ values and all ρ_L/ρ_G values

$G<200\ kg/s\,m^2$	$200\le G<400$	$400\le G<700$	$700\le G<1000$	$1000\le G<1500$	$G\ge1500\ kg/s\,m^2$	ALL G VALUES
30 .73 .061	56 .89 .071	65 1.29 .108	119 1.30 .085	155 1.23 .117	103 1.22 .158	526 1.17 .132
N E s	N E s	N E s	N E s	N E s	N E s	N E s

Table 4.3. Table de performance de Zuber

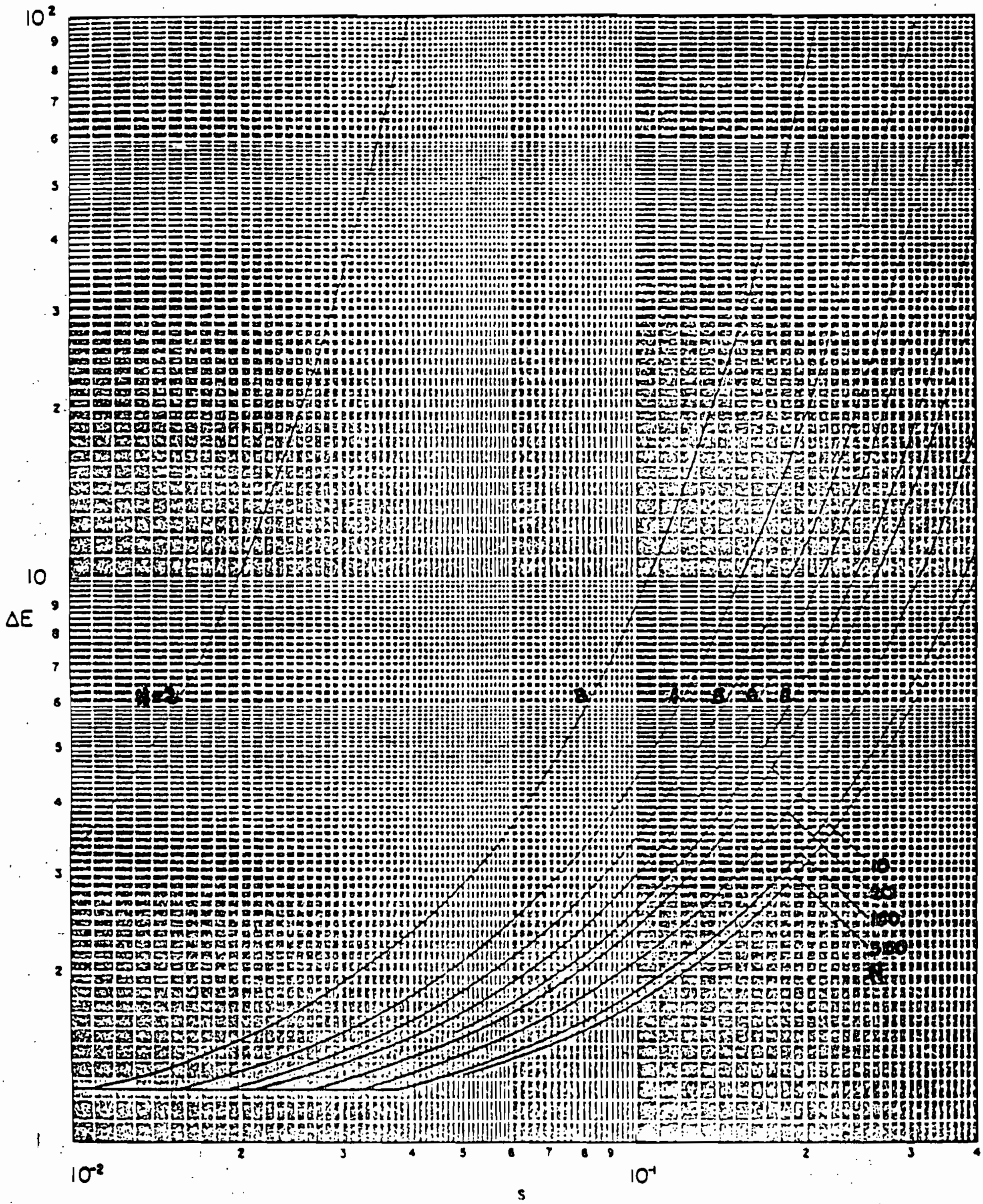


Fig 4.5 : Facteur d'incertitude ΔE en fonction de N et S pour un niveau de confiance C = 90% et une probabilité P = 99% pour la corrélation de Zuber.

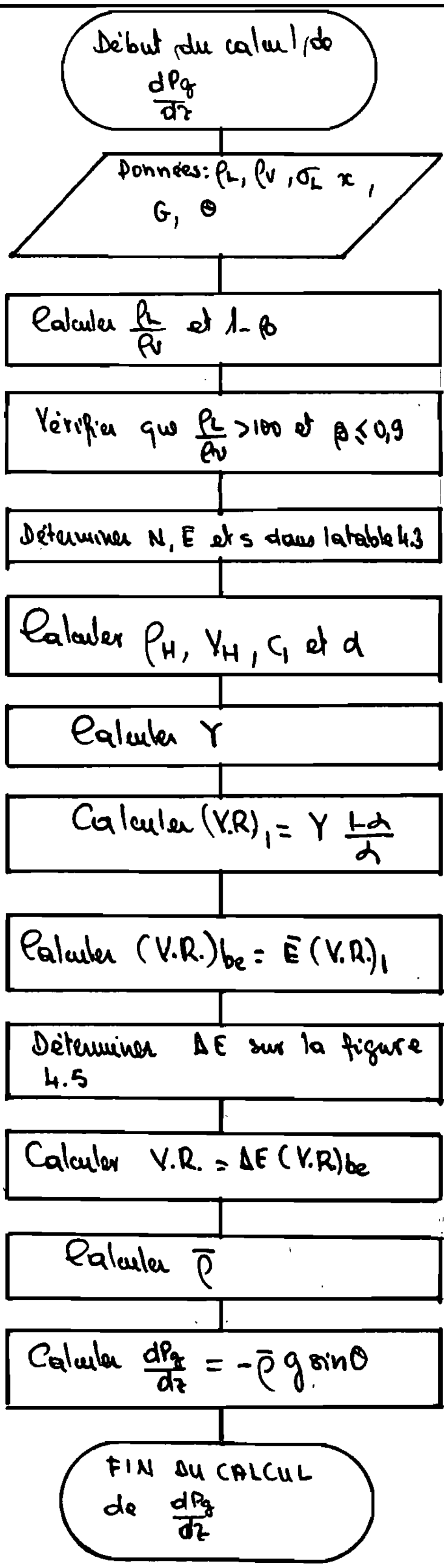
Il est important de noter que la méthode de Zuber ne s'applique que si :

- $\frac{\rho_L}{\rho_G} > 100$

- $\beta \leq 0,9$.

Dans la plupart des cas, ces conditions sont satisfaites. En outre, la méthode n'est pas recommandée pour $\mu_L > 0,01$ Pa.s.

Je présente la procédure de calcul de $\frac{dP_g}{dz}$ sous forme d'algorithme, à la page suivante.



$$1-\beta = \frac{1}{1+\frac{x}{1-x}\,\frac{\rho_L}{\rho_V}}$$

$$\rho_H = \beta\rho_V + (1-\beta)\rho_L$$

$$V_H = \frac{G}{\rho_H}$$

$$C_1 = \frac{1{,}41}{V_H}\left[\sigma g\,(\rho_L-\rho_V)/\rho_L^2\right]^{1/4}$$

$$\alpha = \frac{\beta}{1{,}13 + C_1}$$

$$Y = \frac{\beta}{1-\beta} = \frac{x}{1-x}\,\frac{\rho_L}{\rho_V}$$

$$\bar{\rho} = \frac{\rho_L}{\rho_V}\,\frac{1+V.R./Y}{1+Y/V.R.}$$

Fig 4.6 Algorithme de calcul de $\frac{dP_g}{dz}$

4.6 Procédure utilisée pour le calcul de la perte totale de charge $\Delta P_{TP} (= \Delta P)$ de l'écoulement.

En utilisant les méthodes de calcul de ΔP_a, $\frac{dP_f}{dz}$ et $\frac{dP_g}{dz}$, on calcule la perte de charge totale de l'écoulement biphasique d'un point m à un point n d'une conduite de diamètre D, en suivant les étapes suivantes:

1°) D'abord, il faut connaître les conditions d'écoulement, i.e. $\dot{m}$, P, T, x et h au point m ou au point n. Nous allons supposer qu'elles sont connues au point k = m.

2°) Trouver les propriétés du mélange (ρ_L, ρ_v, μ_L, μ_v, h_L et h_{LG}) correspondant à la pression P.

Pour cela, on peut utiliser les tables données en annexe B.

- Calculer le titre x du mélange s'il n'est pas connu, en sachant qu'entre deux sections 1 et 2 de la conduite, il s'exprime de la façon suivante

$$x = \frac{h_{L2} - h_{L1}}{h_{LG1}} \qquad \text{(écoulement adiabatique)}$$

3°) Calculer $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_k$ comme montré dans la figure 4.4.

4°) Si l'écoulement n'est pas horizontal, calculer $\left(\frac{dP_g}{dz}\right)_k$ comme montré dans la figure 4.6

5°) Calculer $(w_{Lo}^2)_k$ comme montré dans la section 4.3.

6°) Choisir Δz_k et calculer ΔP_k, avec

$$\Delta P_k = \Delta z_k \left[\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_k + \left(\frac{dP_g}{dz}\right)_k + \left(\frac{dP_a}{dz}\right)_k \right] [Pa] \qquad (4.26)$$

- Δz_k doit être choisi tel que $\frac{\Delta P_k}{P_k} < 5\%$.

- $\left(\frac{dP_a}{dz}\right)_{k+1} = \frac{\Delta P_a k}{\Delta z_k}$ [Pa/m] (4.27)

- Pour $k=1$, on ne tient pas compte de $\left(\frac{dP_a}{dz}\right)_k$

7°) Calculer $P_{k+1} = P_k + \Delta P_k$

8°) Calculer les propriétés du mélange (ρ_L, ρ_v, μ_L, μ_v, h_L et h_{LG}) correspondant à P_{k+1}

9°) Calculer $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{k+1}$ en utilisant la figure 4.4

10°) Si l'écoulement n'est pas horizontal, calcul $\left(\frac{dP_g}{dz}\right)_{k+1}$ à l'aide de la figure 4.6.

11°) Calculer $(w^2_{Lo})_{k+1}$ et $\Delta P_{a_k} = -G^2\left[\left(\frac{w^2_{Lo}}{\rho_L}\right)_{k+1} - \left(\frac{w^2_{Lo}}{\rho_L}\right)_k\right]$ comme montré dans la section 4.3

12°) Calculer
$$(\Delta z_r)_k = \frac{\Delta P_k - \Delta P_{ak}}{\frac{1}{2}\left[\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{k+1} + \left(\frac{dP_g}{dz}\right)_{k+1} + \left(\frac{dP_f}{dz}\right)_k + \left(\frac{dP_g}{dz}\right)_k\right]} \quad (4.28)$$

Si $(\Delta z_r)_k$ est différent de $(\Delta z)_k$ choisi au départ, on prend sa valeur pour recommencer le processus à partir de l'étape 8°). On procèdera ainsi par essai et erreur jusqu'à avoir $(\Delta z_r)_k \simeq \Delta z_k$

13°) La future section à considérer sera alors la section $z_{k+1} = z_k + \Delta z_k$, avec une pression P_{k+1}.

On reprend la même démarche pour trouver P_{k+2} et z_{k+2}, P_{k+3} et z_{k+3}, et ainsi de suite, jusqu'à avoir la pression P_n correspondant à la section z_n.

Alors la perte totale de charge sera $|\Delta P| = P_m - P_n$ [Pa].

Nous présentons cette procédure sous forme d'algorithme à la figure 4.7.

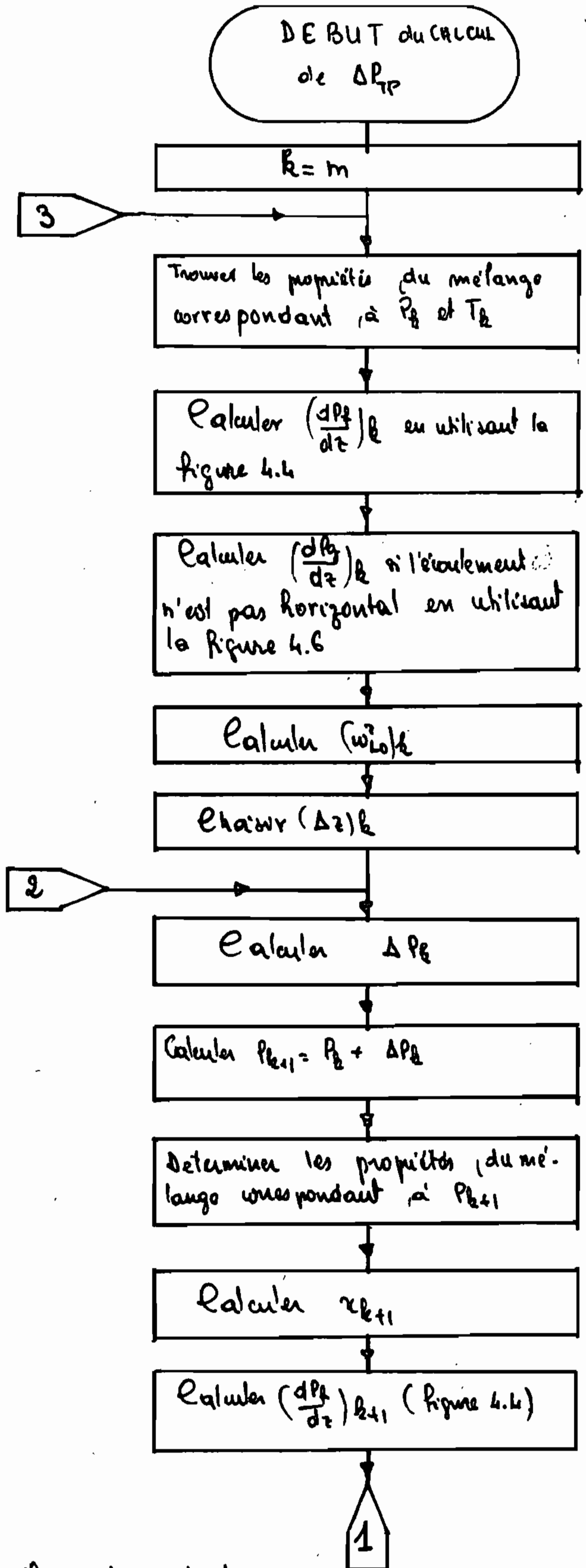


Fig.4.7. Algorithme de calcul de ΔP_{TP} avec la méthode approfondie

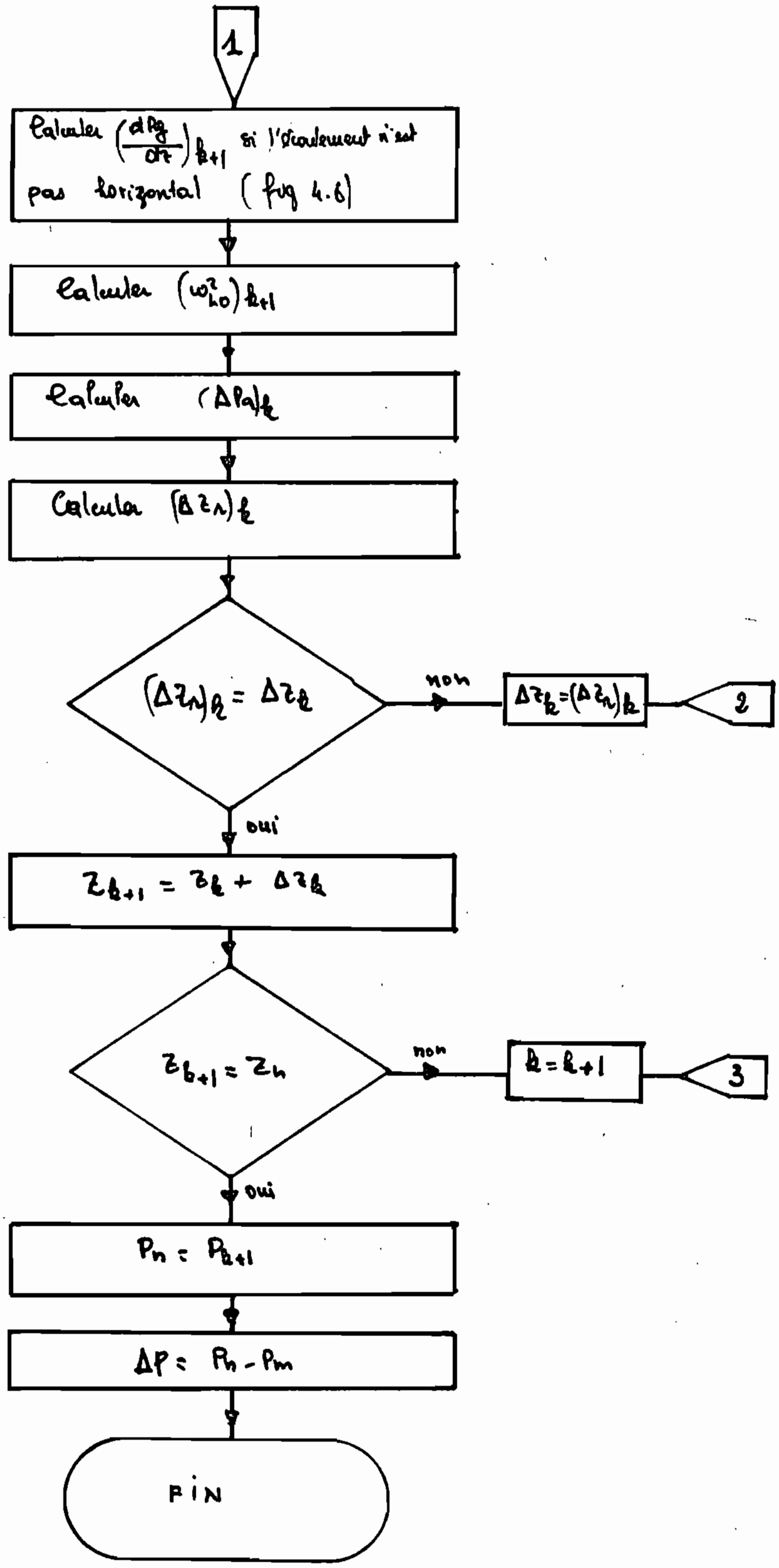

1
Calculer $\left(\frac{dPg}{dz}\right)_{k+1}$ si l'écoulement n'est pas horizontal (fig 4.6)
Calculer $(w^2_{Lo})_{k+1}$
Calculer $(\Delta Pa)_k$
Calculer $(\Delta z_n)_k$
$(\Delta z_n)_k = \Delta z_k$
non
$\Delta z_k = (\Delta z_n)_k$
2
oui
$z_{k+1} = z_k + \Delta z_k$
$z_{k+1} = z_n$
non
$k = k+1$
3
oui
$P_n = P_{k+1}$
$\Delta P = P_n - P_m$
FIN

Fig. 4.7 : suite

Tout comme la précédente, cette méthode approfondie, utilisée telle qu'exposée, ne tient pas compte des pertes de charge singulières.

La théorie de l'écoulement homogène et la théorie de CHISHOLM-SUTHERLAND(9) présentées en annexe permettent ce calcul pour les coudes. La théorie de l'écoulement homogène est aussi utilisée pour les pertes singulières dans les robinets et valves.

Calcul du diamètre d'une conduite caractérisée par un écoulement biphasique

Dans les industries où l'écoulement biphasique est presque présent partout, il peut y arriver que l'ingénieur ait besoin de faire un calcul de vérification du diamètre, voire même un dimensionnement d'une conduite caractérisée par un écoulement biphasique. Alors, il aura besoin d'une méthode de calcul, et, c'est à ce besoin que répond cette partie du projet.

La méthode présentée ici, comme la précédente, - qui en est d'ailleurs un prérequis -, utilise une technique itérative.

Connaissant la pression P et le titre x à l'entrée (m) et à la sortie (n), et la longueur totale Δz d'une conduite (incluant les longueurs équivalentes des accessoires du système de tuyauterie), le diamètre D est donné par la formule suivante :

$$D^{4,8} = K_1 \, e^{\left[\frac{1}{2} \ln(MN)\right]} - K_2 D^{0,8} \quad [m] \qquad (5.1)$$

où :

$$M = \left(\frac{\mu_L^{0,2}}{\rho_L}\right)_m \left(\phi_{L0}^2\right)_m \qquad (5.2)$$

$$N = \left(\frac{\mu_L^{0,2}}{\rho_L}\right)_n \left(\phi_{L0}^2\right)_n \qquad (5.3)$$

K_1 et K_2 dépendent de la position de la conduite

Chapitre 5

METHODE DE CALCUL DU DIAMETRE D'UNE CONDUITE CARACTERISEE PAR UN ECOULEMENT BIPHASIQUE

- Pour une conduite horizontale,

$$(5.4) \quad K_1 = -\frac{0{,}185\,(\Delta z)\,\dot{m}^{1,8}}{\Delta P} \quad \text{avec } \Delta P = P_n - P_m$$

$$(5.5) \quad K_2 = \frac{8{,}24\,\dot{m}^2\,(\Delta W_{LO}^2)}{[(\rho_L)_m + (\rho_L)_n]\,\Delta P} \quad \text{avec } \Delta W_{LO}^2 = (W_{LO}^2)_n - (W_{LO}^2)_m$$

- Pour une conduite verticale, le gradient de pression dû à la gravité peut être assez important, et on en tient compte :

$$(5.6) \quad K_1 = -\frac{0{,}185(\Delta z)\,\dot{m}^{1,8}}{\Delta P - \frac{\Delta z}{2}\left[\left(\frac{dP_g}{dz}\right)_m + \left(\frac{dP_g}{dz}\right)_n\right]}$$

$$(5.7) \quad K_2 = \frac{8{,}24\,\dot{m}^2\,(\Delta W_{LO}^2)}{[(\rho_L)_m + (\rho_L)_n]\left[\Delta P - \frac{\Delta z}{2}\left[\left(\frac{dP_g}{dz}\right)_m + \left(\frac{dP_g}{dz}\right)_n\right]\right]}$$

On remarque que pour calculer le diamètre, il faut connaître ϕ_{LO}^2, et même $\frac{dP_g}{dz}$ dans le cas d'un écoulement vertical, aux points m et n, paramètres qu'on ne peut calculer sans connaître le diamètre. C'est dire donc que l'on devra faire une série d'essais et erreurs pour arriver à la bonne valeur du diamètre. Ce processus de calcul peut être résumé comme suit.

a) Calculer la longueur équivalente L' des accessoires du système de tuyauterie (multiplier par 2,5 la valeur donnée par les écoulements de liquide dans certains livres).

b) Calculer la longueur totale $\Delta z = L + L'$ (L: longueur de la conduite)

c) Calculer la valeur des paramètres x, ρ_L, ρ_v, μ_L, μ_v, h_L et h_{LG} correspondant aux pressions P_m et P_n

d) Faire une première estimation du diamètre D.

e) Calculer $(\phi^2_{LO})_m$ et $(\phi^2_{LO})_n$ en utilisant la méthode de Chenoweth et Martin précédemment décrite.

f) Calculer $M = \left(\frac{\mu_L^{0,2}}{\rho_L}\right)_m (\phi^2_{LO})_m$ et $N = \left(\frac{\mu_L^{0,2}}{\rho_L}\right)_n (\phi^2_{LO})_n$

g) Calculer $(w^2_{LO})_m$, $(w^2_{LO})_n$ et Δw^2_{LO}

h) Calculer K_1 et K_2 dépendamment de la portion de la conduite

i) Calculer D à partir de l'équation

$$D^{4,8} = K\, e^{[\frac{1}{2} \ln(MN)]} - K_2 D^{0,8}$$

k) Si la valeur trouvée est différente celle précédemment estimée, on la prend comme nouveau diamètre estimé et on reprend le calcul jusqu'à avoir des valeurs presque égales.

L'algorithme (Fig 5.1) de la page suivante montre les différentes étapes de ce processus de calcul.

Cette méthode peut être utilisée avec des corrélations autres que celle de Chenoweth et Martin, qui, d'ailleurs, ne donne pas toujours les meilleurs résultats. La table E1 de l'an-

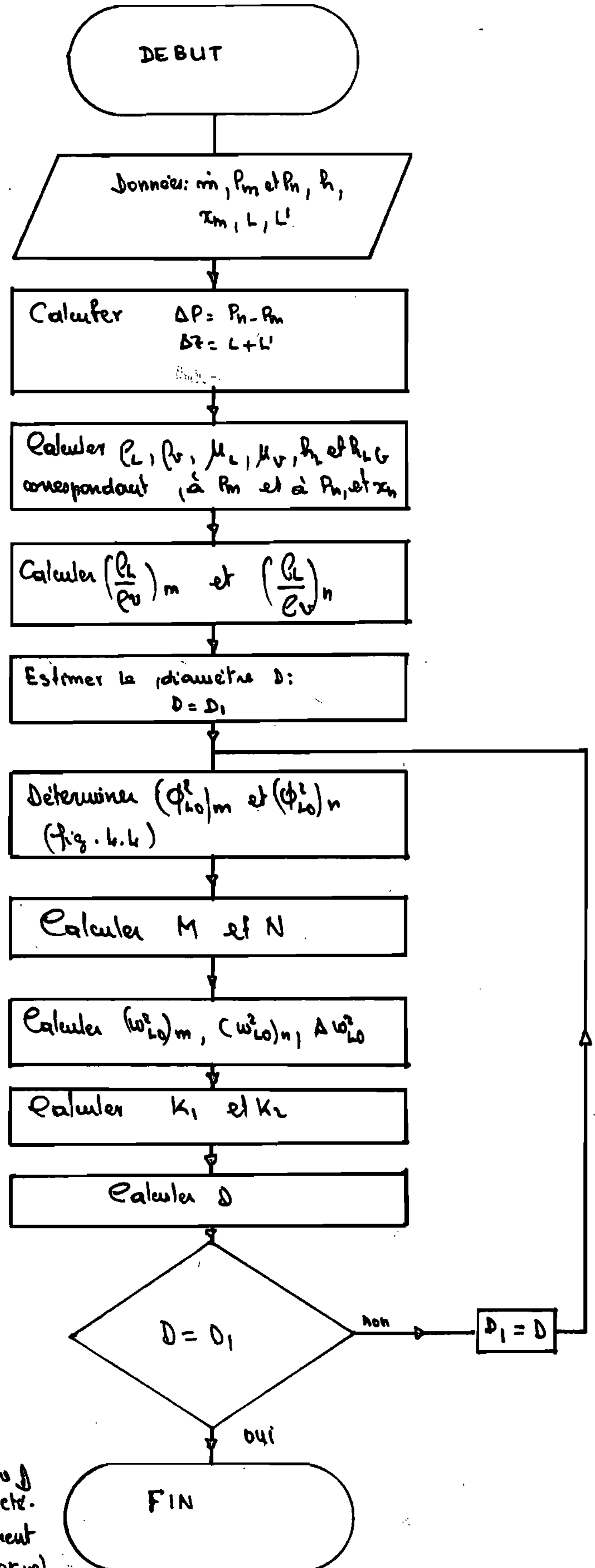


Fig 5.1 : Algorithme de calcul du diamètre D d'une conduite caractérisée par un écoulement biphasique (adiabatique)

xe donné, selon les valeurs de $\frac{\rho_L}{\rho_G}$, x, et G, les méthodes que l'on peut utiliser, par ordre de préférence décroissant. Il s'agit des corrélations suivantes :

A THEORIE HOMOGENE (voir annexe C)

B CORRELATION de LOCKHART et MARTINELLI (voir annexe A)

C CORRELATION de MARTINELLI et NELSON (10)

D CORRELATION de THOM (11)

F CORRELATION de CHENOWETH ET MARTIN

G EQUATIONS de CHISHOLM (12)

E Corrélation de Baroczy (13)

Chapitre 6 :

CALCUL DES PERTES DE CHARGE DANS LA LIGNE DE SOUTIRAGE DE VAPEUR TURBINE-RECHAUFFEUR BASSE PRESSION 2 DE LA TRANCHE 302 DE LA CENTRALE THERMIQUE DU CAP DES BICHES DE LA SENELEC

6.1 Introduction:

Le but de ce travail était de calculer les pertes de charge d'un écoulement biphasique dans une conduite de soutirage et dans une conduite de purge, et de faire ensuite un calcul de vérification de leur diamètre.
Mais, malheureusement, un calcul préliminaire fait à partir des relevés d'exploitation a montré qu'il y a de la vapeur surchauffée dans les conduites de soutirage, et rien que des condensats dans les lignes de purge. D'ailleurs les robinets de contrôle de ces dernières, qui sont généralement le siège de pertes de charge élevées et provoquent une vaporisation subite du liquide, sont tout juste en amont du condenseur.

Cependant, il peut y avoir une perte de pression allant jusqu'à 3% au niveau des ajutages de la turbine, ce qui donnerait un écoulement biphasique dans la conduite de soutirage de la turbine vers le réchauffeur basse pression 2 (voir schéma de la tranche 302 en annexe G)
Nous avons considéré ce cas et calculé les pertes de charge de l'écoulement biphasique par la méthode de Chenoweth et Martin simplifiée et par la méthode approfondie. Par ailleurs, un essai de calcul a montré que pour les conditions d'écoulement considérées, la méthode de Kern n'est pas applicable. Cet essai est présenté en annexe H.

6.2 Présentation de la ligne de soutirage de vapeur de la turbine vers le réchauffeur basse pression 2 (RBP2) de la tranche 302

6.2.1 Schéma isométrique

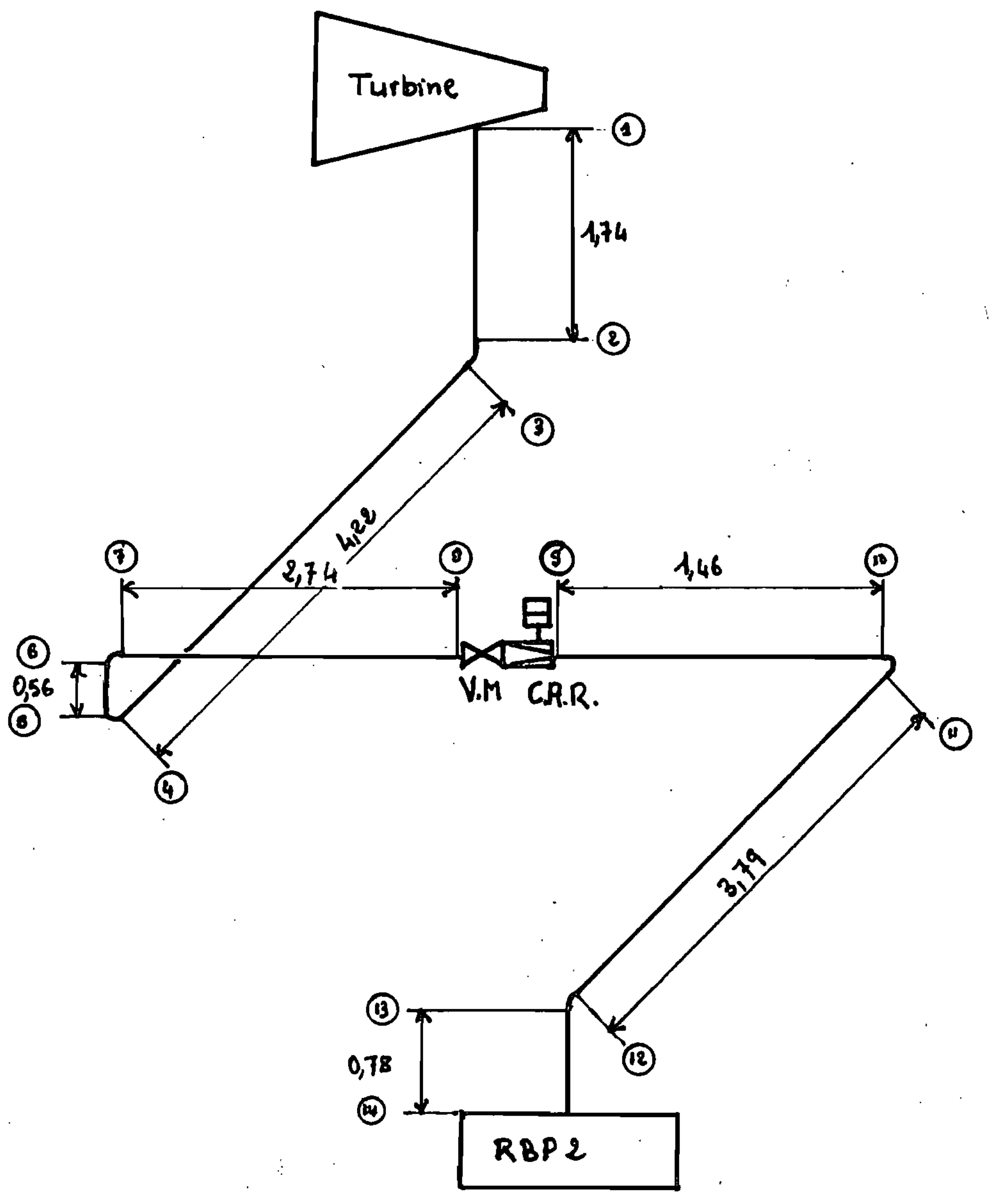


fig 6.1 Schéma isométrique de circuit de soutirage vapeur turbine → RBP2 (dimensions en m)

6.2.2. Caractéristiques :

- conduite : ϕ 273,0 x 6,3 ($D_i = D = 260,4$ mm, tuyau lisse)

  longueur totale $L = 10,77$ m

- accessoires de tuyauterie : nous les donnons dans le tableau ci-dessous, où K est le coefficient de pertes de charge singulières, et Le la longueur équivalente.

Accessoire	Nombre	K (*)	Le (m) (*)
Coudes 90° $\frac{r}{D} = 10$	5	0,42	8
Robinet-vanne manuel (V.M)	1	0,112	2
Clapet anti-retour (C.A.R.)	1	1,4	20
Total	7	3,612	62

Tableau 6.1 Coefficients de pertes de charge singulières et longueurs équivalentes pour les accessoires de la ligne de soutirage.

- Débit de vapeur $\dot{m} = 7664$ kg/h $= 2,129$ kg/s

- Pression de la vapeur $P = 1,81$ bar

- Température de la vapeur $T = 117,06$°C

- Supposition : perte de 3% au niveau de l'ajutage, d'où

$$P = 1,76 \text{ bar}$$

$$T = T_s = 116,22\text{°C}$$

$$x = 0,95$$

$$h_L = 487,70 \frac{kJ}{kg} \quad \text{et} \quad h_{LG} = 2213,13 \frac{kJ}{kg}$$

$$\dot{m} = \dot{m}_L + \dot{m}_V = 2,129 \text{ kg/s}$$

(*) Valeurs tirées de CRANE, "Flow of fluids through valves, fittings, and pipe", Metric Edition, 1977

6.3 Calcul des pertes de charge de l'écoulement biphasique par la methode simplifiée de Chenoweth et Martin

1) Données initiales

$D = 260,4\ mm = 0,2604\ m$

$\dot{m} = 2,129\ kg/s$

$P_1 = 1,76\ bar = 1,76.10^5\ Pa$ $\quad T_1 = 116,22°C$

$x_1 = 0,95$

$L = 10,77\ m$ $\quad \Sigma K = 3,612$

d'où :

- $\dot{m}_v = 0,95 \times 2,129\ kg/s$ $\quad \dot{m}_v = 2,023\ kg/s$
- $\dot{m}_L = \dot{m} - \dot{m}_v$ $\quad \dot{m}_L = 0,106\ kg/s$
- (Tables thermodynamiques) : $\rho_v = \frac{1}{v_v}$ $\quad \rho_v = 1,0011\ kg/m^3$

  $\rho_L = \frac{1}{v_L}$ $\quad \rho_L = 945,93$ "
- Viscosités absolues : De la table B 2 (Annexe B)

  $\mu_v = 1,2046.10^{-5}\ (1,76)^{9,2359.10^{-2}}$ $\quad \mu_v = 1,26917.10^{-5}\ Pa.s$

  $\mu_L = 2,8420.10^{-4}\ (1,76)^{-2,9877.10^{-1}}$ $\quad \mu_L = 2,40033.10^{-4}\ Pas$
- Debits volumiques :

$$\dot{V}_v = \dot{m}_v \times v_v = \frac{\dot{m}_v}{\rho_v} = \frac{2,023\ kg/s}{1,0011\ kg/m^3} \qquad \dot{V}_v = 2,021\ m^3/s$$

$$\dot{V}_L = \dot{m}_L \times v_L = \frac{\dot{m}_L}{\rho_L} = \frac{0,106\ kg/s}{945,93\ kg/m^3} \qquad \dot{V}_L = 1,120.10^{-4}\ m^3/s$$

2°) Pertes de charge par friction :

a) $L.V.F = \frac{\dot{V}_L}{\dot{V}_v} = \frac{1,120.10^{-6}\ m^3/s}{2,021\ m^3/s}$ (equation 1.1) $\quad L.V.F = 5,5.10^{-5}$

b) Nombres fictifs de Reynolds (equations 1.2)

$$Re_L^* = \frac{4\dot{m}}{\pi D \mu_L} = \frac{4 \times 2,129\ kg/s}{\pi \times 0,2604 \times 2,40033.10^{-4}\ m \times Pas} \qquad Re_L^* = 4,34.10^4$$

$$Re_v^* = \frac{4\dot{m}}{\pi D \mu_v} = \frac{4 \times 2,129}{\pi \times 0,2604 \times 1,26917.10^{-5}} \qquad Re_v^* = 8,20.10^5$$

c) Facteurs de friction (voir diagramme de Moody en annexe F)

conduite lisse $R_{e_L}^* = 4,34.10^4$ $f_L^* = 5,4.10^{-3}$

" " $R_{e_V}^* = 8,20 . 10^5$ $f_V^* = 3.10^{-3}$

d) Chute de pression correspondant à la phase liquide (equation 1.3)

$$\Delta P_L^* = \frac{8}{\pi^2} f_L^* L \frac{m_L^2}{\rho_L D^5} = \frac{8}{\pi^2} \times 5,4.10^{-3} \times 10,77 \times \frac{(0,106)^2}{945,93 \times (0,2604)^5}$$

$$\Delta P_L^* = 6,5.10^{-4}\ Pa$$

e) Calcul de φ_L et φ_V (equations 1.4)

$$\varphi_L = \frac{f_L^* \times L}{D} + \Sigma K = \frac{5,4.10^{-3} \times 10,77}{0,2604} + 3,612 \qquad \varphi_L = 3,835$$

$$\varphi_V = \frac{f_V^* \times L}{D} + \Sigma K = \frac{3.10^{-3} \times 10,77}{0,2604} + 3,612 \qquad \varphi_V = 3,736$$

f) Calcul de $\frac{\rho_L \varphi_V}{\rho_V \varphi_L}$

$$\frac{\rho_L \varphi_V}{\rho_V \varphi_L} = \frac{945,93 \times 3,736}{1,0011 \times 3,835} \qquad \frac{\rho_L \varphi_V}{\rho_V \varphi_L} = 920,5$$

g) Détermination de $\frac{\Delta P_{TP}}{\Delta P_L^*}$ (figure 2.1)

L.V.F. = $5,5 .10^{-5}$ et $\frac{\rho_L \varphi_V}{\rho_V \varphi_L} = 920,5$ donnent sur le diagramme de la figure 2.1 : $\frac{\Delta P_{TP}}{\Delta P_L^*} = 1150$ $\qquad \frac{\Delta P_{TP}}{\Delta P_L^*} = 1150$

h) Calcul de ΔP_{TP}

$$\Delta P_{TP} = 1150\ \Delta P_L^* = 1150 \times 6,5.10^{-4} \qquad \boxed{\Delta P_{TP} = 0,7\ Pa}$$

6.4. Calcul des pertes de charge dans la conduite de soutirage turbine - RBP2 par la méthode approfondie

Ce calcul s'est fait en suivant l'algorithme de la figure 4.7, et en se référant au schéma isométrique (figure 6.1) pour la numérotation des sections.

La méthode de calcul restant la même pour toutes les parties droites de la conduite, nous donnerons seulement un exemple de calcul.

Pour les coudes, les calculs ont montré qu'il y a la même perte de charge. La méthode et un exemple de calcul sont donnés en annexe C.

Enfin, la méthode de calcul des pertes de charge dans la vanne manuelle et le clapet anti-retour sera donnée dans cette section même du chapitre.

6.4.1. Exemple : calcul des pertes de charge dans la section 1-2 de la conduite

a) Données initiales : (au point 1)

$P_1 = 1{,}76.10^5$ Pa ; $D = 0{,}2604$ m

$\dot{m} = 2{,}120$ kg/s , d'où $G = \frac{\dot{m}}{A} = \frac{4\dot{m}}{\pi D^2} = \frac{4 \times 2{,}129}{\pi (0{,}2600)^2}$ $G = 40{,}100$ kg/m²s

$x = 0{,}9500$

$\rho_L = 945{,}93$ kg/m³ $\rho_v = 1{,}0011$ kg/m³

$\mu_L = 2{,}4003 \cdot 10^{-4}$ Pa.s $\mu_v = 1{,}2692 \cdot 10^{-5}$ Pa.s

$h_L = 487{,}70$ kJ/kg $h_{LG} = 2213{,}13$ kJ/kg.

b) Calcul de $\frac{dP_f}{dz}$ (figure 4.4).

$$-\frac{\rho_L}{\rho_v} = \frac{945{,}93}{1{,}0011} = 944{,}89$$

- Table 4.1 : $\frac{\rho_L}{\rho_v} = 944,89$, $x = 0,9500$ et $G = 40,100\ kg/m^2s$ donnent

$N = 30 \qquad \bar{E} = 0,86$ et $s = 0,037$

- $1 - \beta = \dfrac{1}{1 + \frac{x}{1-x}\frac{\rho_L}{\rho_v}} = \dfrac{1}{1 + \frac{0,95}{1-0,96} \times 944,89}$ $\qquad 1-\beta = 5,57.10^{-5}$

$Re_{LO} = \dfrac{GD}{\mu_L} = \dfrac{40,100 \times 0,2604}{2,4003.10^{-4}}$ $\qquad Re_{LO} = 4,35.10^4$

$Re_{VO} = \dfrac{GD}{\mu_v} = \dfrac{40,100 \times 0,2604}{1,2692.10^{-5}}$ $\qquad Re_{VO} = 8,23.10^5$

- Diagramme de Moody (annexe F) : avec $\frac{\varepsilon}{D} = 0$, on a

$f_{LO} = 5,4.10^{-3}$

$f_{VO} = 3.10^{-3}$

- $\left(\dfrac{dP_f}{dz}\right)_{LO} = -2G^2\dfrac{f_{LO}}{D\rho_L} = -2 \times (40,1)^2 \dfrac{5,4.10^{-3}}{0,2604 \times 945,93}$ $\qquad \left(\dfrac{dP_f}{dz}\right)_{LO} = -0,0705\ Pa/m$

- $\left(\dfrac{dP_f}{dz}\right)_{VO} = -2G^2\dfrac{f_{VO}}{D\rho_v} = -2 \times (40,1)^2 \times \dfrac{3.10^{-7}}{1,0011}$ $\qquad \left(\dfrac{dP_f}{dz}\right)_{VO} = -37,00\ Pa/m$

- $\Gamma^2 = \dfrac{(dP_f/dz)_{VO}}{(dP_f/dz)_{LO}} = \dfrac{-37,00}{-0,0705}$ $\qquad \Gamma^2 = 525$

- De la figure 4.2, avec $1-\beta = 5,57.10^{-5}$ et $\Gamma^2 = 525$, on obtient $\qquad \phi^2_{LO} = 675$

- $\left(\dfrac{dP_f}{dz}\right)_1 = \phi^2_{LO}\left(\dfrac{dP_f}{dz}\right)_{LO} = 675 \times (-0,0705\ Pa/m)$ $\qquad \left(\dfrac{dP_f}{dz}\right)_1 = -47,59\ Pa/m$

- De la figure 4.3, avec $C = 90\%$ et $P = 99\%$, on obtient, pour $N = 30$ et $s = 0,037$, $\qquad \Delta E = 1,28$

- $\left(\dfrac{dP_f}{dz}\right)_{be} = \bar{E}\left(\dfrac{dP_f}{dz}\right)_1 = 0,86 \times (-47,59\ Pa/m)$ $\qquad \left(\dfrac{dP_f}{dz}\right)_{be} = -40,93\ Pa/m$

- $\dfrac{dP_f}{dz} = \Delta E \left(\dfrac{dP_f}{dz}\right)_{be} = 1,28 \times (-40,93\ Pa/m)$ $\qquad \left(\dfrac{dP_f}{dz}\right)_1 = -52,38\ Pa/m$

c) Calcul de $\dfrac{dP_g}{dz}$ (figure 4.6)

$1 - \beta = 5,57.10^{-5} \Rightarrow \beta \simeq 0,9999 > 0,9$

Donc la méthode de calcul ne peut pas être utilisée ici. D'ailleurs, une estimation de la perte due à la gravité en utilisant la densité homogène donne une perte négligeable.

d) Calcul de $(w^2_{Lo})_1$: ici, le liquide se vaporise de plus en plus tout le long de la conduite. Comme $x_1 = 0{,}9500$, et on aura $x_2 > x_1$, c'est la méthode Q (équation 4.6) qui doit être utilisée ici. D'ailleurs, le calcul a montré que c'est cette équation qu'on l'on devra utiliser partout.

$$(W^2_{Lo})_1 = x^2 \times \frac{\rho_L}{\rho_v} + 2x(1-x)\sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_v}} + (1-x)^2$$

$$= 0{,}95^2 \times \frac{945{,}93}{1{,}0011} + 2 \times 0{,}95(1-0{,}95)\sqrt{\frac{945{,}93}{1{,}004}} + (1-0{,}95)^2$$

$$(W^2_{Lo})_1 = 855{,}69$$

e) Nous choisissons $\Delta z_1 = \overline{1-2} = 1{,}74\,m$

f) Alors $\Delta P_1 = \Delta z_1 \left[\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_1 + \left(\frac{dP_g}{dz}\right)_1\right]$

$= 1{,}74\,[-52{,}38\,Pa/m + 0]$ $\qquad \Delta P_1 = -91\,Pa.$

g) $P_2 = P_1 + \Delta P_1 = 1{,}76.10^5 - 91$ $\qquad P_2 = 1{,}75909.10^5\,Pa.$

h) En utilisant les tables de l'annexe B, on a, pour $P_2 = 1{,}75909.10^5\,Pa$,

$\rho_v = 1{,}0006\ kg/m^3$ $\quad \mu_v = 1{,}2691.10^{-5}\,Pa.s$ $\quad h_L = 486{,}16\ kJ/kg$

$\rho_L = 944{,}72$ " $\quad \mu_L = 2{,}4007.10^{-4}\,Pa.s$ $\quad h_{LG} = 2208{,}98\ kJ/kg$

i) Calcul de x_2

$$x_2 = \frac{x_1 h_{LG1} + h_{L1} - h_{L2}}{h_{LG2}} = \frac{0{,}95 \times 2213{,}13 + 487{,}70 - 486{,}16}{2208{,}98}$$

$$x_2 = 0{,}9525$$

j) Calcul de $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_2$ (figure 4.4)

- $\frac{\rho_L}{\rho_v} = \frac{944{,}72}{1{,}0006} = 944{,}15$
- Table 4.1 $\frac{\rho_L}{\rho_v} = 944{,}15$, $x = 0{,}9525$ et $G = 40{,}100\ kg/m^2s$ donnent

$N = 30$ $\quad \bar{E} = 0{,}86$ $\quad$ et $S = 0{,}037$

- $\lambda - \beta = 5{,}28 . 10^{-5}$
- $Re_{LO} = 4{,}35 . 10^{4}$
- $Re_{VO} = 8{,}23 . 10^{5}$
- $f_{LO} = 5{,}4 . 10^{-3}$ et $f_{VO} = 3 . 10^{-3}$
- $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{LO} = -0{,}0706$ Pa/m, $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{VO} = -37{,}03$ Pa/m et $\Gamma^2 = 524{,}5$
- $\phi^2_{LO} = 650$
- $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_1 = -45{,}89$ Pa/m
- $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_{be} = -39{,}47$ Pa/m
- $\Delta E = 1{,}28$ et $\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_2 = -50{,}52$ Pa/m

k) $\left(\frac{dP_g}{dz}\right)_2 = 0$

l) $W^2_{LO_2} = 859{,}37$

m) Calcul de $(\Delta P_a)_1$ (equation 4.3)

$$\Delta P_{a_1} = -G^2 \left[\left(\frac{W^2_{LO}}{\rho_L}\right)_2 - \left(\frac{W^2_{LO}}{\rho_L}\right)_1 \right]$$

$$= -40{,}1^2 \left[\left(\frac{859{,}37}{944{,}72}\right) - \left(\frac{855{,}69}{945{,}93}\right) \right] \qquad \Delta P_{a_1} = -8{,}13 \text{ Pa.}$$

n) Calcul de Δz_{n_1} (équation 4.28)

$$\Delta z_{n_1} = \frac{\Delta P_1 - \Delta P_{a_1}}{\frac{1}{2}\left[\left(\frac{dP_f}{dz}\right)_2 + \left(\frac{dP_g}{dz}\right)_2 + \left(\frac{dP_f}{dz}\right)_1 + \left(\frac{dP_g}{dz}\right)_1 \right]}$$

$$\Delta z_{n_1} = \frac{-91 - (-8{,}13)}{\frac{1}{2}\left[-52{,}38 + 0 - 50{,}52 + 0\right]} \qquad \Delta z_{n_1} = 1{,}62 \text{ m}$$

Comme on avait estimé $\Delta z_1 = 1{,}74$ m, nous jugeons inutile de reprendre le processus car la précision obtenue suffit.

Maintenant, il s'agit de reprendre le calcul avec la valeur de P_2.

$P_2 = 1{,}75909 . 10^5$ Pa.

6.4.2 Calcul des pertes de charge dans la vanne manuelle et dans le clapet anti-retour (section 8-9)

Ici, par manque d'autre méthode, nous avons supposé un écoulement homogène, pour pouvoir calculer ainsi la densité homogène (voir annexe C) et considérer l'écoulement comme monophasique.

Au point 8, (voir page), on a : $P_8 = 1,74689$ bar

$x = 0,9526$; $\rho_v = 0,9952$ kg/m3 et $\rho_L = 944,89$ kg/m³

La densité homogène ρ_H est donnée par l'équation C1 (annexe C) :

$$\frac{1}{\rho_H} = \frac{x}{\rho_v} + \frac{1-x}{\rho_L} = \frac{0,9526}{0,9952} + \frac{1-0,9526}{944,89} \qquad \rho_H = 1,0447 \text{ kg/m}^3$$

La perte de charge sera alors

$$\Delta P = -K \rho_H \frac{v^2}{2} = -K \frac{G^2}{2\rho_H}$$

où K est la somme des coefficients de pertes singulières dans la vanne et dans le clapet. Les coefficients sont donnés dans le tableau de la page 51.

$K = 0,112 + 1,4 = 1,512$

$$\Delta P_{89} = -1,512 \times \frac{(40,1)^2}{2 \times 1,0447} \qquad \underline{\Delta P_8 = -1164 \text{ Pa}}$$

d'où $\underline{P_9 = 1,73525.10^5 \text{ Pa}}$

6.4.3 Pertes totales de charge

Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau de la page suivante.

La perte totale de charge est $P_1 - P_{14} = -3325$ Pa.

$\boxed{\Delta P_{TP} = -3325 \text{ Pa}}$

soit $\frac{|\Delta P|}{P_1} = \frac{3325}{176000} \times 100$ $\boxed{\Delta P_{TP} = 1,89\%}$

Section	Pression [Pa]	ρ_L [kg/m³]	ρ_V [kg/m³]	μ_L [Pa.s]	μ_V [Pa.s]	h_L [kJ/kg]	h_{LG} [kJ/kg]	$x \times 100$	w^2_{LO}	ΔP [Pa]	Observ.
1	176000	945,93	1,0011	$2{,}4003.10^{-4}$	$1{,}2692.10^{-5}$	487,70	2213,13	95,00	855,69	-91	
2	175909	944,72	1,0006	$2{,}4007.10^{-4}$	$1{,}2691.10^{-5}$	486,16	2208,98	95,25	859,37	-289	coude 90° (annexe C)
3	175620	944,76	1,0002	$2{,}4020.10^{-4}$	$1{,}2689.10^{-5}$	485,93	2209,13	95,25	859,75	-213	
4	175407	944,79	0,9990	$2{,}4028.10^{-4}$	$1{,}2688.10^{-5}$	485,79	2209,22	95,25	860,81	-289	coude 90°
5	175118									0	courte longueur
6	175118									-289	coude 90°
7	174829	944,87	0,9960	$2{,}4051.10^{-4}$	$1{,}2684.10^{-5}$	485,36	2209,51	95,26	863,65	-140	
8	174689	944,89	0,9952	$2{,}4057.10^{-4}$	$1{,}2683.10^{-5}$	485,25	2209,57	95,26	864,36	1164	Vanne et clapet
9	173525	945,05	0,9890	$2{,}4105.10^{-4}$	$1{,}2675.10^{-5}$	484,38	2210,15	95,26	869,92	-75	
10	173450	945,06	0,9886	$2{,}4108.10^{-4}$	$1{,}2675.10^{-5}$	484,32	2210,18	95,26	870,28	-289	coude 90°
11	173161	945,10	0,9871	$2{,}4120.10^{-4}$	$1{,}2673.10^{-5}$	484,10	2210,32	95,26	871,63	-197	
12	172964	945,13	0,9860	$2{,}4128.10^{-4}$	$1{,}2671.10^{-5}$	483,96	2210,42	95,26	872,63	-289	coude 90°
13	172675									0	longueur négligeable
14	172675										

<u>Tableau 6.2</u> : Résultats des calculs de pertes de charge avec la méthode approfondie.

6.5 Calcul de vérification du diamètre de la conduite de soutirage de la turbine vers le réchauffeur basse pression n° 2 en supposant une perte de charge admissible de 3%

Nous allons faire dans cette section du chapitre une application de la théorie exposée dans le chapitre 5.

Pour cela, nous allons supposer que les conditions d'écoulement sont les mêmes à la section 1 (voir figure 6.1), mais que la perte de charge admissible sur la ligne de soutirage est de 3% (la longueur de la conduite étant égale à 10,77m, cette perte est largement suffisante).

La figure 5.1 sera suivie pour le calcul, et les résultats déjà obtenus à la section 6.4 de ce même chapitre seront utilisés.

Donc on a :

1°) $\dot{m} = 2,120$ kg/s ; $m = 1$; $P_m = P_1 = 1,76.10^5$ Pa ; $h_1 = 2590,17$ kJ/kg

$x_1 = 0,95$; $L = 10,77$ m ; $L' = 2,5\,(62) = 155$ m (voir tableau 6.1)

2°) $\dfrac{\Delta P}{P_1} = 3\% \Rightarrow \Delta P = 3\% \times P_1 = 0,03 \times 1,76.10^5 = 5280$ Pa.

$P_n = P_{14} = 1,76.10^5 - 5280 \Rightarrow P_{14} = 170720$ Pa.

$\Delta z = 165,77$ m

3°) - De la section 6.4, on a :

$\rho_{L_1} = 945,93$ kg/m³ $\quad \mu_{L_1} = 2,4003.10^{-4}$ Pa.s $\quad h_{L_1} = 487,70$ kJ/kg

$\rho_{V_1} = 1,0011$ " " $\quad \mu_{V_1} = 1,2692.10^{-5}$ Pa.s $\quad h_{LG_1} = 2213,13$ "

- En utilisant les tables de l'annexe B, avec $P_{14} = 170720$ Pa,

on a : $\rho_{L_{14}} = 945,45$ kg/m³ ; $\mu_{L_{14}} = 2,4223.10^{-4}$ Pa.s $\quad h_{L_{14}} = 482,25$ kJ/kg

$\rho_{V_{14}} = 0,9740$ " ; $\mu_{V_{14}} = 1,2656.10^{-5}$ Pa.s $\quad h_{LG_{14}} = 2211,56$ "

4°) $\frac{\rho_{L_1}}{\rho_{V_1}} = 944,89$ et $\frac{\rho_{L14}}{\rho_{V14}} = 970,69$

$$x_{14} = \frac{0,95 \times 2213,13 + 487,70 - 482,22}{2211,94} \qquad x_{14} = 0,9531$$

5°) Nous prenons $D = 0,2604$ m car nous voulons vérifier si ce diamètre convient.

6°) - Dans la section 6.4 on a calculé $\phi^2_{LO_1}$ pour $P_1 = 1,76.10^5$ Pa

$$\phi^2_{LO_1} = 675$$

- En procédant de la même manière que dans la section 6.4, pour déterminer $\phi^2_{LO_{14}}$, on trouve

$1 - B_{14} = 5,07.10^{-5}$; $Re_{LO_{14}} = 4,31.10^4$, $Re_{VO_{14}} = 8,25.10^5$

$f_{LO_{14}} = 5,4.10^{-3}$; $f_{VO_{14}} = 3.10^{-3}$ et $\Gamma^2 = 539,57$, valeurs qui donnent $\phi^2_{LO14} = 680$

7°) Alors : - $M = \frac{(2,4008.10^{-4})^{0,2}}{945,93} \times 675$ (equation 6.2) $M = 0,1347$

- $N = \frac{(2,4222.10^{-4})^{0,2}}{945,45} \times 680$ (equation 6.3) $N = 0,1361$

8°) - De la section 6.4, on tire $\omega^2_{LO1} = 855,69$

- $\omega^2_{LO_{14}} = (0,9531^2 \times 970,69) + 2 \times 0,9531(1-0,9531)\sqrt{970,69} + (1-0,9531)^2$

$$\omega^2_{LO14} = 884,56$$

et $\Delta\omega^2_{LO} = 28,87$

9°) $K_1 = \frac{-0,185 \times 165,77(2,129)^{1,8}}{-5280}$ (equation 5.4) $K_1 = 0,02263$

$K_2 = \frac{3,24(2,129)^2 \times 28,87}{[946,93 + 945,45] \times (-0,0528.10^5)}$ (equation 5.5) $K_2 = -4,25.10^{-5}$

10°) $D^{4,8} = 0,02263\, e^{[0,5 \ln(0,1347 \times 0,1361)]} + 4,25.10^{-5} D^{0,8}$

$D^{4,8} = 3,064.10^{-3} + 4,25.10^{-5} D^{0,8}$

Un processus d'essai-et-erreur a donné $D = 0{,}260$ m.
Cependant, avec ce diamètre, la méthode approfondie nous a donné une perte de charge de 1,89 %, au lieu de 3 %. Ceci est expliqué par le fait que beaucoup d'itérations ont été faites et la précision des calculs a diminué.
Mais dans ce cadre de vérification, ce diamètre convient bien, car il ne donne pas une perte de charge supérieure à 3 %.

Chapitre 7.

DISCUSSIONS ET RECOMMANDATIONS

Il faut souligner d'abord que les calculs de pertes de charge précédents ne sont que des exemples pour montrer comment on utilise les méthodes exposées.
En effet, je l'ai mentionné dans le chapitre 6, les conduites de soutirage et de purge ne contiennent respectivement que de la vapeur surchauffée et du condensat. Etant donné qu'elles sont assez courtes et les débits faibles, les pertes de charge n'y sont pas assez importantes pour provoquer une vaporisation ou une condensation et nous permettre ainsi de faire un calcul basé sur les conditions réelles.
L'étude des conditions d'exploitation de la tranche n'étant pas l'objet de ce projet, nous avons supposé une perte de charge de 3% à la sortie de la turbine - perte qui pourrait arriver du reste en cas de changement important du régime de fonctionnement - pour donner des exemples de calcul.
Quant aux méthodes utilisées, il faut dire que celles de Chenoweth et Martin et de Kern ne sont que des estimations grossières. Ici, à cause du titre un peu élevé au début, donc du débit massique assez faible du liquide, la première méthode donne une perte de charge très négligeable et la deuxième ne peut pas être utilisée.

C'est pourquoi la compagnie américaine de génie-conseil Bechtel utilise le débit massique total au lieu de celui de la phase liquide, pour calculer la perte de charge fictive de la phase liquide dans la méthode de Chenoweth et Martin. Ceci donnerait dans notre cas une perte de charge de 1,20%, résultat beaucoup plus probable, et plus proche de celui trouvé avec la méthode approfondie (1,89%). Cette dernière est la plus longue, mais aussi celle qui donne, d'après nos calculs, le résultat le plus proche de la réalité.

Cependant, dans le domaine des écoulements en général, une comparaison de méthodes ne peut être faite qu'après calculs théoriques et mesures, mesures que nous ne pouvons pas effectuer ici.

D'ailleurs, il faut souligner ici la nécessité de multiplier les prises de pression et de température (surtout aux entrée et sortie des installations), car les conditions d'écoulement ont une influence directe sur le bilan thermique global, et sont donc très importantes à connaître.

La méthode approfondie pourrait être utilisée plus rapidement en la mettant sous forme de programme sur ordinateur, mais malheureusement le manque de temps ne nous a pas permis de le faire.

Enfin, nous dirons que ce travail nous a permis de réaliser que l'on ne doit pas se fier d'une manière absolue aux formules de calcul établies dans la littérature scientifique de spécialité (revues), car ces formules ne donnent pas toujours des résultats reproductibles par expérience et ont donc des limites quant à leur application.

Si nous n'avons parlé que des conduites de soutirage et de purge dans ce projet, cela ne veut guère dire que c'est là seulement où on rencontre les écoulements biphasiques dans les centrales thermiques.

En effet, toute vapeur produite dans une industrie résulte d'un processus d'ébullition, échange de chaleur et condensation, donc de changements de phases.

C'est dire donc que l'écoulement biphasique se rencontre partout dans ce type d'industrie, et il est impérieux que les ingénieurs à l'exploitation puissent analyser les systèmes qu'il caractérise.

C'est cette voie que nous avons essayé d'ouvrir, en donnant des méthodes de calcul des pertes de charge et une méthode de vérification du diamètre d'une conduite caractérisée par un écoulement biphasique.

Les deux premières méthodes, celles de Chenoweth et Martin et de Kern, très simples, se sont avérées non adéquates dans le cas des tranches de petite puissance (30 MW)

La troisième et dernière, la méthode approfondie, semble être la plus convenable

Pour terminer, nous dirons tout simplement que nous espérons que ce présent travail constituera un outil de base qui permettra, aux ingénieurs à l'exploitation de la Senelec en général, de se familiariser avec les théories concernant l'écoulement biphasique.

ANNEXES

Annexe A

CORRELATION DE LOCKHART ET MARTINELLI

Lockhart et Martinelli ont été les premiers, dans le domaine de l'écoulement biphasique, à introduire une corrélation qui permet de calculer les pertes de charge dans une conduite horizontale.

Cette corrélation consiste en effet à relier la perte totale de charge de l'écoulement ΔP_{TP} et la perte de charge d'une seule phase (liquide ou vapeur), par un facteur ϕ, sous la forme

$$\phi^2 = \frac{\Delta P_{TP}}{\Delta P_{L \text{ ou } V}} \quad (A1)$$

où $\Delta P_{L \text{ ou } V}$ se calcule de la même manière que dans les chapitres 2 et 3.

Pour cela, ils ont introduit un paramètre X, dit module de Lockhart et Martinelli, exprimé comme suit:

$$X^2 = \frac{\Delta P_L}{\Delta P_V} \quad (A2)$$

Ils ont fait ensuite des séries d'expériences pour tracer des courbes donnant ϕ en fonction de X, dépendamment du régime d'écoulement de chaque phase, et de l'expression de ϕ^2 choisi ($\phi^2 = \frac{\Delta P_{TP}}{\Delta P_L}$ ou $\phi^2 = \frac{\Delta P_{TP}}{\Delta P_V}$).

Φ est noté Φ_L si la corrélation se fait avec ΔP_L, et Φ_g si la corrélation se fait avec ΔP_v.

Je donne dans le tableau ci-dessous les régimes d'écoulement considérés et les notations de Φ_L ou Φ_g correspondantes.

Régime d'écoulement		Nombres de Reynolds		Notation de Φ correspondante dans la figure	
Phase liquide	phase vapeur	Re_v	Re_L	Φ_L	Φ_g
turbulent	turbulent	>2000	>2000	Φ_{Ltt}	Φ_{gtt}
laminaire	turbulent	>2000	<1000	$\Phi_{Lℓt}$	$\Phi_{gℓt}$
turbulent	laminaire	<1000	>2000	$\Phi_{Ltℓ}$	$\Phi_{gtℓ}$
laminaire	laminaire	<1000	<1000	$\Phi_{Lℓℓ}$	$\Phi_{gℓℓ}$

La figure de la page suivante donne Φ en fonction de X, donc permet de calculer Φ^2 et

$$\Delta P_{TP} = \Phi^2 \, \Delta P_{L \text{ ou } v}.$$

Le plus grand désavantage de l'application de la corrélation de Lockhart et Martinelli dans les calculs pratiques d'ingénierie est, comme on le voit dans le tableau ci-dessus, qu'il faut connaître le type particulier d'écoulement. C'est pourquoi cette méthode n'est presque plus utilisée.

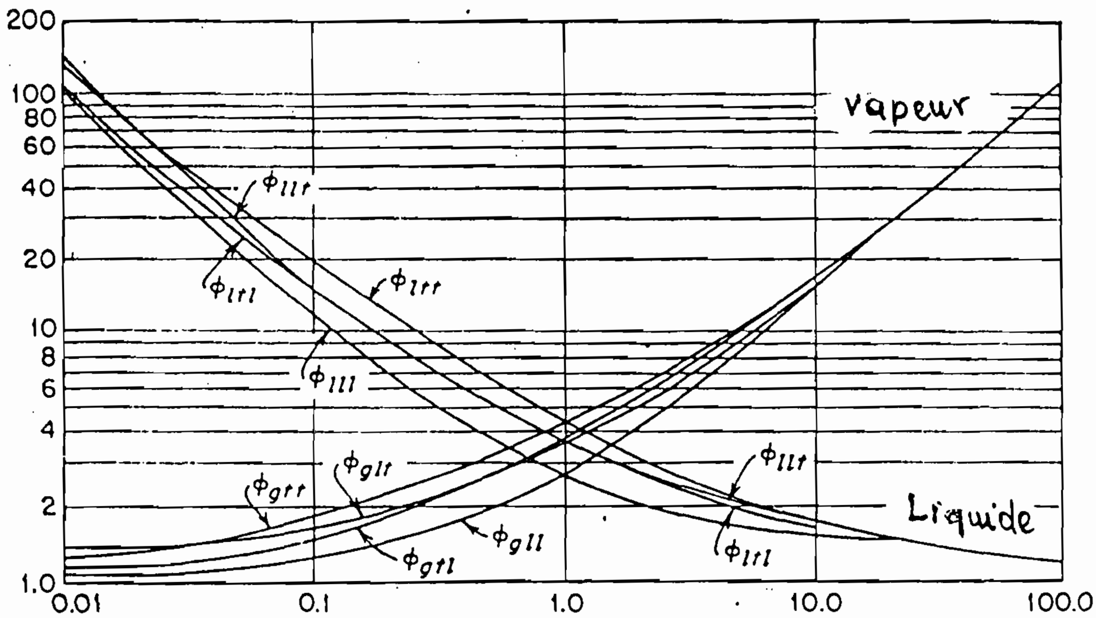


fig: A1 Correlation de Lockhart et Martinelli

Intervalle de pression $p \times 10^{-5}$ Pa		ρ_G (kg/m³)		ρ_L (kg/m³)	
		a_1	a_2	a_1	a_2
1.0	3.0	5.9042E-001	9.3596E-001	9.5859E+002	-2.5807E-002
2.0	5.0	5.8918E-001	9.3850E-001	9.6446E+002	-3.2544E-002
3.0	8.0	5.8618E-001	9.4252E-001	9.7244E+002	-3.8865E-002
5.0	13.0	5.7821E-001	9.5018E-001	9.8864E+002	-4.7928E-002
8.0	20.0	5.6337E-001	9.6161E-001	1.0136E+003	-5.8785E-002
13.0	35.0	5.3027E-001	9.8392E-001	1.0653E+003	-7.7050E-002
20.0	50.0	4.8634E-001	1.0107E+000	1.1357E+003	-9.6775E-002
35.0	60.0	4.2317E-001	1.0474E+000	1.2505E+003	-1.2213E-001
50.0	80.0	3.4314E-001	1.0998E+000	1.4344E+003	-1.5645E-001
60.0	90.0	2.9638E-001	1.1344E+000	1.5744E+003	-1.7839E-001
80.0	100.0	2.2742E-001	1.1937E+000	1.8613E+003	-2.1590E-001
90.0	120.0	1.6969E-001	1.2583E+000	2.2526E+003	-2.5799E-001
100.0	135.0	1.2459E-001	1.3244E+000	2.7575E+003	-3.0126E-001
120.0	150.0	7.2414E-002	1.4362E+000	3.8515E+003	-3.7003E-001
135.0	165.0	3.7627E-002	1.5685E+000	5.6627E+003	-4.4795E-001
150.0	180.0	1.4190E-002	1.7615E+000	1.0246E+004	-5.6530E-001
165.0	190.0	4.3931E-003	1.9891E+000	2.1906E+004	-7.1291E-001
180.0	200.0	6.2683E-004	2.3622E+000	9.0600E+004	-9.8501E-001
190.0	210.0	3.2206E-005	2.9259E+000	8.2063E+005	-1.4035E+000

La propriété physique y recherchée est donnée par l'équation
$y = a_1 (p \times 10^{-5})^{a_2}$

où a_1 et a_2 sont les valeurs correspondant à l'intervalle dans lequel $P.10^{-5}$ [Pa] est compris

Annexe B

Propriétés de la vapeur et du liquide saturés

Table B1

Intervalle de pression $p \times 10^{-5}$ Pa		μ_G (N s/m²)		μ_L (N s/m²)		σ (N/m)	
		a_1	a_2	a_1	a_2	a_1	a_2
1.0	3.0	1.2046E-005	9.2359E-002	2.8420E-004	-2.9877E-001	5.8847E-002	-1.1111E-001
2.0	5.0	1.2020E-005	9.5065E-002	2.8093E-004	-2.8544E-001	6.0299E-002	-1.3793E-001
3.0	8.0	1.1973E-005	9.7844E-002	2.7545E-004	-2.7032E-001	6.2369E-002	-1.6402E-001
5.0	13.0	1.1905E-005	1.0102E-001	2.6593E-004	-2.5136E-001	6.7254E-002	-2.0576E-001
8.0	20.0	1.1803E-005	1.0476E-001	2.5614E-004	-2.3535E-001	7.6060E-002	-2.5946E-001
13.0	35.0	1.1578E-005	1.1189E-001	2.4788E-004	-2.2395E-001	9.8479E-002	-3.5444E-001
20.0	50.0	1.1214E-005	1.2183E-001	2.4564E-004	-2.2138E-001	1.4050E-001	-4.6430E-001
35.0	60.0	1.0611E-005	1.3643E-001	2.4827E-004	-2.2438E-001	2.4639E-001	-6.1238E-001
50.0	80.0	9.6693E-006	1.5972E-001	2.6229E-004	-2.3815E-001	5.7655E-001	-8.2521E-001
60.0	90.0	9.0364E-006	1.7566E-001	2.7585E-004	-2.5011E-001	1.0393E+000	-9.6395E-001
80.0	100.0	8.0669E-006	2.0107E-001	3.1166E-004	-2.7750E-001	2.9204E+000	-1.1955E+000
90.0	120.0	6.9943E-006	2.3258E-001	3.8034E-004	-3.2150E-001	1.1551E+001	-1.4991E+000
100.0	135.0	5.9015E-006	2.6894E-001	4.5756E-004	-3.6089E-001	4.8955E+001	-1.8076E+000
120.0	150.0	4.0822E-006	3.4506E-001	6.5093E-004	-4.3374E-001	6.5580E+002	-2.3428E+000
135.0	165.0	2.5216E-006	4.4228E-001	1.2729E-003	-5.6946E-001	1.3287E+004	-2.9500E+000
150.0	180.0	1.0548E-006	6.1515E-001	3.7441E-003	-7.8290E-001	5.8040E+006	-4.1566E+000
165.0	190.0	4.0209E-007	8.0186E-001	1.0566E-002	-9.8394E-001	6.7694E+010	-5.9747E+000
180.0	200.0	1.0882E-007	1.0525E+000	5.5992E-002	-1.3038E+000	2.2290E+019	-9.7366E+000
190.0	210.0	4.5908E-008	1.2154E+000	1.6911E-001	-1.5124E+000	1.0456E+025	-1.2201E+001

Annexe B   Table B2

Intervalle de pression $p \times 10^{-5}$ Pa		h_L (kJ/kg)		h_{LG} (kJ/kg)	
		a_1	a_2	a_1	a_2
1.0	3.0	4.1751E+002	2.6954E-001	2.2577E+003	-3.8625E-002
2.0	5.0	4.2165E+002	2.5937E-001	2.2752E+003	-4.7252E-002
3.0	8.0	4.2426E+002	2.5495E-001	2.3013E+003	-5.6025E-002
5.0	13.0	4.2639E+002	2.5243E-001	2.3592E+003	-6.9776E-002
8.0	20.0	4.2639E+002	2.5254E-001	2.4569E+003	-8.7497E-002
13.0	35.0	4.2251E+002	2.5599E-001	2.6778E+003	-1.1917E-001
20.0	50.0	4.1523E+002	2.6140E-001	3.0112E+003	-1.5541E-001
35.0	60.0	4.0319E+002	2.6916E-001	3.6185E+003	-2.0384E-001
50.0	80.0	3.8580E+002	2.8019E-001	4.7914E+003	-2.7414E-001
60.0	90.0	3.7474E+002	2.8703E-001	5.8427E+003	-3.2086E-001
80.0	100.0	3.5611E+002	2.9847E-001	8.4584E+003	-4.0383E-001
90.0	120.0	3.3612E+002	3.1120E-001	1.3211E+004	-5.0218E-001
100.0	135.0	3.1707E+002	3.2367E-001	2.1158E+004	-6.0293E-001
120.0	150.0	2.8718E+002	3.4407E-001	5.1854E+004	-7.8779E-001
135.0	165.0	2.5697E+002	3.6652E-001	1.6350E+005	-1.0198E+000
150.0	180.0	2.1774E+002	3.9931E-001	1.0012E+006	-1.3786E+000
165.0	190.0	1.7705E+002	4.3948E-001	1.1789E+007	-1.8576E+000
180.0	200.0	1.2523E+002	5.0583E-001	1.1248E+009	-2.7313E+000
190.0	210.0	7.2036E+001	6.1087E-001	4.9137E+012	-4.3239E+000

Annexe B Table B3

Annexe C

METHODE DE LA THEORIE HOMOGENE

Cette méthode de calcul des pertes de charge dans un écoulement biphasique résulte de l'hypothèse que les deux phases constituent un mélange homogène. Ainsi, on peut supposer qu'il y a une interaction complète entre les phases, et que l'écoulement se comporte comme un écoulement monophasique d'un fluide ayant des propriétés physiques moyennes de celles des deux phases.

Alors, la densité homogène ρ_H sera telle que

$$\frac{1}{\rho_H} = \frac{x}{\rho_v} + \frac{1-x}{\rho_L} \qquad (C1)$$

et la viscosité dynamique homogène μ_H telle que:

$$\frac{1}{\mu_H} = \frac{x}{\mu_v} + \frac{1-x}{\mu_L} \qquad (C2)$$

La perte linéaire de charge par friction est alors

$$\frac{dP_f}{dz} = -2 f_H \frac{G^2}{D\rho_H} \quad [Pa/m] \qquad (C3)$$

où f_H est le facteur de friction correspondant au nombre de Reynolds homogène.

$$Re_H = \frac{GD}{\mu_H} \qquad (C4)$$

La perte totale de charge par friction, pour une longueur de conduite Δz, est

$$\Delta P_{f_{TP}} = -\left(\frac{dP_f}{dz}\right) \times \Delta z \qquad [\,Pa\,] \qquad (C5)$$

On voit que cette méthode est très simple, et, dans les cas où on ne dispose aujourd'hui d'aucune autre méthode valable, c'est elle qui est souvent utilisée. C'est le cas par exemple des robinets.

Calcul des pertes de charge dans la section 2-3 : coude 90°

$P_2 = 1{,}75\,909.10^5$ Pa.

$\rho_{L_2} = 944{,}72$ kg/m³ $\qquad \mu_{L_2} = 2{,}4007.10^{-4}$ Pa.s $\qquad x_2 = 0{,}9525$

$\rho_{v_2} = 1{,}0006$ " $\qquad \mu_{v_2} = 1{,}2691.10^{-5}$ "

- Calcul de la densité homogène ρ_H (équation C1)

$$\frac{1}{\rho_H} = \frac{x_2}{\rho_{v_2}} + \frac{1-x_2}{\rho_{L_2}} = \frac{0{,}9525}{1{,}0006} + \frac{1-0{,}9525}{944{,}72} \qquad \rho_H = 1{,}0504\ \text{kg/m}^3$$

- Calcul de la viscosité dynamique homogène μ_H (équation C2)

$$\frac{1}{\mu_H} = \frac{x}{\mu_{v_2}} + \frac{1-x}{\mu_{L_2}} = \frac{0{,}9525}{1{,}2691.10^{-5}} + \frac{1-0{,}9525}{2{,}4007.10^{-4}} \qquad \mu_H = 1{,}3289.10^{-5}\ \text{Pa.s}$$

- $$Re_H = \frac{GD}{\mu_H} = \frac{40{,}1 \times 0{,}2604\ (\text{kg/m}^2\text{s})(\text{m})}{1{,}3289.10^{-5}\ \text{Pa.s}} \qquad Re_H = 7{,}86.10^5$$

- Avec le diagramme de l'annexe F, on a $f_H = 3.10^{-3}$
- La perte linéaire de charge est (équation C3)

$$\frac{dP_f}{dz} = -2\,f_H \times \frac{G^2}{D\rho_H} = -2 \times 3.10^{-3} \times \frac{(40{,}1)^2}{0{,}2604 \times 1{,}0504}$$

$$\frac{dP_\ell}{dz} = -70,55 \ Pa/m$$

Pour le coude, on a $\frac{r}{D} = 10$, d'où $r = 10D = 10 \times 0,2604\,m = 2,604\,m$

La longueur L, de l'arc sera alors

$$L = \frac{2\pi r}{4} = \frac{\pi r}{2} = \frac{\pi \times 2,604}{2} = 4,09\,m,$$

d'où, (équation (5))

$$\Delta P_2 = -70,55\ Pa/m \times 4,09\,m \qquad \underline{\Delta P_2 = -289\ Pa}$$

$$P_3 = P_2 + \Delta P_2 \qquad \underline{P_3 = 1,75620\ 10^5\,Pa}$$

Annexe D

CALCUL DES PERTES DE CHARGE D'UN ECOULEMENT BIPHASIQUE EAU-VAPEUR DANS UN COUDE DE 90° PAR LA METHODE DE CHISHOLM - SUTHERLAND.

Jusqu'aujourd'hui, le calcul des pertes singulières de charge dans un écoulement biphasique pose toujours un problème. Généralement, la méthode de l'écoulement homogène est utilisée, même s'il n'est pas évident que l'on a ce type d'écoulement dans les robinets, coudes, etc.

Chisholm et Sutherland ont, pour le cas des coudes de 90°, défini un module X de la manière suivante

$$X = \frac{\Delta P_L}{\Delta P_v} \qquad (D1)$$

et ont donné la corrélation

$$\Delta P_{coude} = \phi^2_{L,v} \, \Delta P_{L,v} \qquad (D2)$$

avec

$$\phi^2_L = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2}$$

$$\phi^2_v = 1 + CX + X^2 \qquad (D3)$$

où

$$C = C_2\left(\sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_v}} + \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}\right) \qquad (D4)$$

et

$$C_2 = 1 + 35\,\frac{D}{L_{eq}} \qquad (D5)$$

où

D est le diamètre (de la conduite et L_{eq} sa longueur équivalente.

ρ_L/ρ_G / x	$G < 32\ kg/sm^2$	32 – 100	100 – 320	320 – 1 000	1 000 – 3 200	3 200 – 10 000	$G > 10\,000\ kg/sm^2$	$0 < G < \infty$
3.2	-------	-------	-------	GBECFAD	CGEFADB	-------	-------	GCBEFAD
0.0–0.1	-------	-------	-------	CFAGDEB	CGEAFDB	-------	-------	CFADGBE
0.1–0.2	-------	-------	-------	GADFCEB	CFADBGE	-------	-------	ADGFCBE
0.2–0.3	-------	-------	-------	EGCBFAD	-------	-------	-------	EGCBFAD
0.3–0.4	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------
0.4–0.5	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------
0.5–0.6	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------
0.6–0.7	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------
0.7–0.8	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------
0.8–0.9	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------
0.9–1.0	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------
10	-------	-------	-------	DFACGBE	GEDACFB	EAGDCFB	ACDFBG-	GEDACFB
0.0–0.1	-------	-------	-------	CBGEAFD	CBGEDAF	EGADFCB	-------	CBDAFGE
0.1–0.2	-------	-------	-------	FCDBAEG	GEDAFCB	ECFAGDB	GAFDBC-	DCFAEBG
0.2–0.3	-------	-------	-------	DCFAEBG	EGDCFAB	EDCAGFB	GADFCB-	EGDCFAB
0.3–0.4	-------	-------	-------	DCFEABG	EGDCFAB	GAFDEBC	-------	EGDCFAB
0.4–0.5	-------	-------	-------	GAEFDCB	EGDCFAB	AGDCEFB	AGFBDC-	EGDCFAB
0.5–0.6	-------	-------	-------	GEDCAFB	EGCDBFA	CAEDFCB	GFABDC-	EGDCFAB
0.6–0.7	-------	-------	-------	GDCEFAB	EGDCFAB	-------	GFDACB-	EGDCFAB
0.7–0.8	-------	-------	-------	GEDCAFB	EGDCFAB	GADEFCB	GADFCB-	EGDCFAB
0.8–0.9	-------	-------	-------	DGEFACB	EGDFACB	GAEDFCB	CBDGAF-	EGDCFAB
0.9–1.0	-------	-------	-------	EDFGCAB	EGDAFBC	-------	GADCFB-	EDGFACB
32	-------	-------	-------	DFACBGE	AEFGDBC	CADBGF-	CDABFG-	EGDFABC
0.0–0.1	-------	-------	-------	EADFCGB	AFEDGCB	-------	CADFBG-	EAFDGCB
0.1–0.2	-------	-------	-------	DFAECBG	EGAFBCD	ADFGCB-	CDFABG-	EGDFCAB
0.2–0.3	-------	-------	-------	DAFCEBG	GEDFCBA	GFADCB-	CFADBG-	EGBCFDA
0.3–0.4	-------	-------	-------	ADFCEBG	GEBFDCA	-------	CDABFG-	EGCDBFA
0.4–0.5	-------	-------	-------	GEABCDF	-------	CDABGF-	GFADCB-	EGDCFBA
0.5–0.6	-------	-------	-------	GEDCFBA	-------	GAFDCB-	-------	EGDCBFA
0.6–0.7	-------	-------	-------	GEDCFBA	-------	GADFCB-	-------	EGDCBFA
0.7–0.8	-------	-------	-------	ECGDBFA	-------	-------	-------	ECGDBFA
0.8–0.9	-------	-------	-------	DECGFBA	-------	-------	GADFCB-	EGDCFBA
0.9–1.0	-------	-------	-------	BDCFGEA	-------	-------	-------	BDCFGEA
100	-------	DAFBG--	DFCABEG	GEFDBAC	FABECGD	-------	-------	DFBAECG
0.0–0.1	-------	-------	BGADFEC	ABFECDG	FABECGD	-------	-------	AFBECDG
0.1–0.2	-------	-------	FADBCEG	FACEBG-	-------	-------	-------	FACBEDG
0.2–0.3	-------	-------	EGACBF-	GECFBA-	-------	-------	-------	GECFBA-
0.3–0.4	-------	FDABG--	BCEFAG-	FGCBEA-	-------	-------	-------	GFECBAD
0.4–0.5	-------	-------	DGFACEB	GFECBA-	-------	-------	-------	DGEFCBA
0.5–0.6	-------	-------	GBECFA-	GFCBEA-	-------	-------	-------	GFCEBA-
0.6–0.7	-------	DGAFB--	GFEBCA-	GECFBA-	-------	-------	-------	DFGECAB
0.7–0.8	-------	-------	FEGABC-	GFCEBA-	-------	-------	-------	FEGCAB-
0.8–0.9	-------	-------	FEADBGC	FABEGC-	-------	-------	-------	CEFDGAB
0.9–1.0	-------	-------	GCEFAB-	-------	-------	-------	-------	GCEFAB-
> 320	BAG----	BFACG--	BCFEGA-	EBGAFC-	BECFGA-	BEAF---	-------	BFEACG-
0.0–0.1	-------	-------	GCBEFA-	EBFCGA-	BECFGA-	BEAF---	-------	BECFAG-
0.1–0.2	-------	BCFAG--	BCFEAG-	BCAEGF-	-------	-------	-------	EBCAFG-
0.2–0.3	ABG----	BCFAG--	CFEBAG-	GEBCAF-	-------	-------	-------	ECFBAG-
0.3–0.4	BA-----	CFABG--	EFABCG-	GBAECF-	-------	-------	-------	FGBCAE-
0.4–0.5	AB-----	CBFAG--	GEFGAB-	BFECAG-	-------	-------	-------	GFEBCA-
0.5–0.6	-------	CBFAG--	FEGACB-	FAEGBC-	-------	-------	-------	FGEBAC-
0.6–0.7	BA-----	GBFA---	FEBAGC-	FAEGBC-	-------	-------	-------	EGCFBA-
0.7–0.8	BA-----	FABG---	AFBEGC-	GFCBEA-	-------	-------	-------	EFBGAC-
0.8–0.9	BA-----	FAB----	FABECG-	CGEAFB-	-------	-------	-------	FEBAGC-
0.9–1.0	BA-----	FAB----	BEFAGC-	-------	-------	-------	-------	FBAEGC-

Pour toutes valeurs de ρ_L/ρ_G

x	$G < 32\ kg/sm^2$	32 – 100	100 – 320	320 – 1 000	1 000 – 3 200	3 200 – 10 000	$G > 10\,000\ kg/sm^2$	$0 < G < \infty$
0.0–0.1	-------	-------	DGCBEFA	DEFGACB	DEFAGCB	GDEAFCB	CADFBG-	DEFAGCB
0.1–0.2	-------	BCFAG--	CBFEAGD	AFEDCGB	GEFCABD	EADFGCB	BFCGAD-	EDAFCGB
0.2–0.3	ABG----	BCFAG--	CBEFGA-	DEGCBFA	EGCBFAD	EDAGFCB	BFCAGD-	EFDACGB
0.3–0.4	BA-----	CFABGD-	EFBCGA-	DBGECFA	EGCFDBA	GAFDEBC	CDABFG-	EGFACBD
0.4–0.5	AB-----	CBFAG--	DGFEACB	DBECGFA	EGDCFAB	EBCFGAD	BCFDAG-	EGFACDB
0.5–0.6	-------	CBFAG--	FEGCBA-	DBCEGFA	EGCDBFA	BCFGADE	GFABDC-	EGFCADB
0.6–0.7	BA-----	DFGAB--	FEGBAC-	BDECGFA	EGDCFAB	GADFCB-	GFDACB-	EGFACDB
0.7–0.8	BA-----	FABG---	FEABGC-	DCEBFGA	EGDCFAB	GADEFCB	GADFCB-	EGFACDB
0.8–0.9	BA-----	FAB----	FAEBDCG	DCBEGAF	EGDFACB	GAEDFCB	BCDFGA-	EGFADCB
0.9–1.0	BA-----	FAB----	BCGFEA-	DEGFCAB	EGDAFBC	-------	GADCFB-	EDFGACB

Pour toutes valeurs de ρ_L/ρ_G et de x

$G < 32\ kg/sm^2$	32 – 100	100 – 320	320 – 1 000	1 000 – 3 200	3 200 – 10 000	$G > 10\,000\ kg/sm^2$	$0 < G < \infty$
BAG----	DBFACG-	DBCFEAG	DEFGACB	DEGAFCB	ECGADFB	BFCGDA-	DEFAGCB

Annexe E Table de sélection de méthode de calcul des pertes de charge dans un écoulement biphasique.

A Theorie homogène

B Correlation de Lockhart et Martinelli

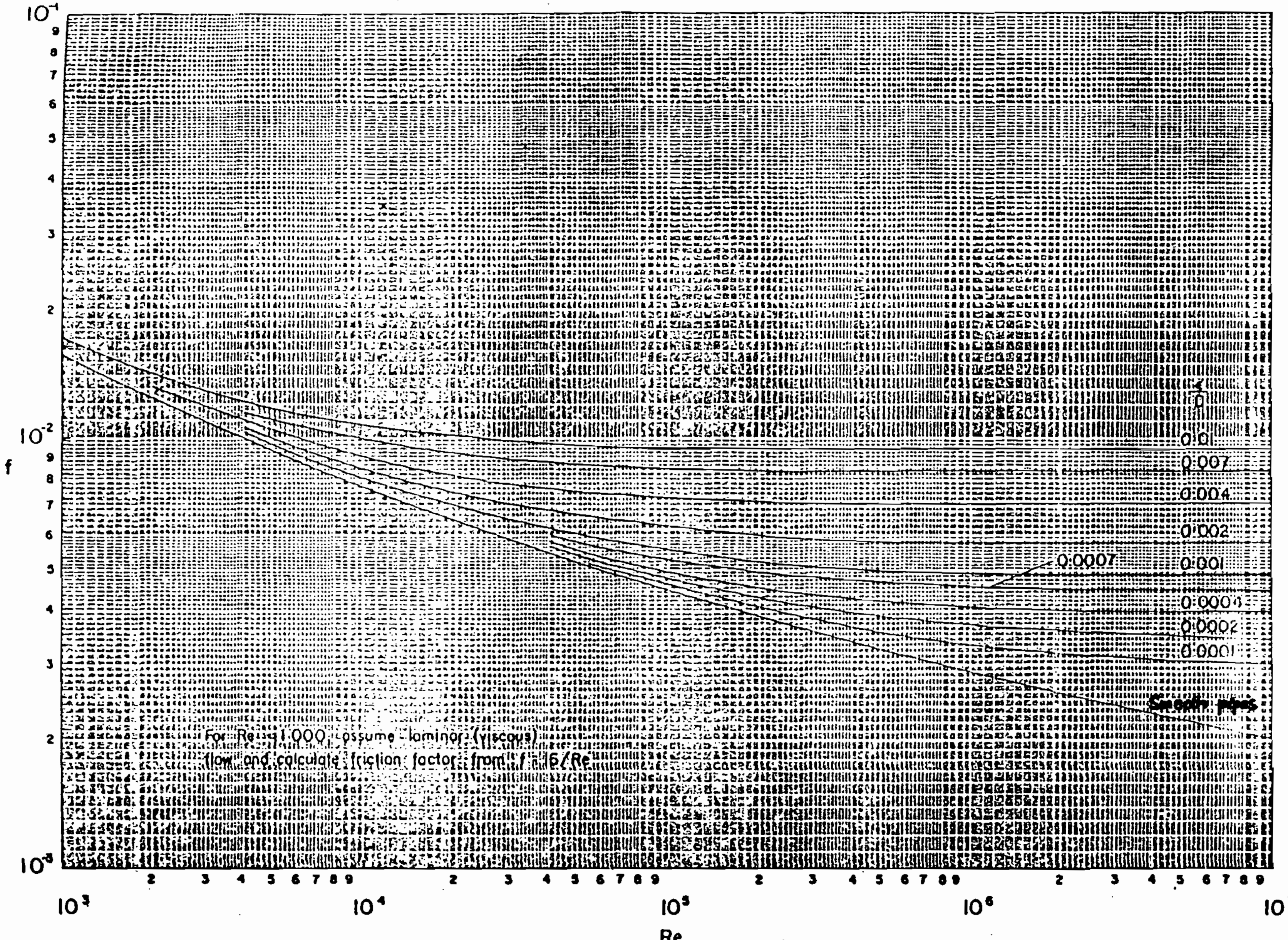
C Correlation de Martinelli et Nelson

D Correlation de Thom

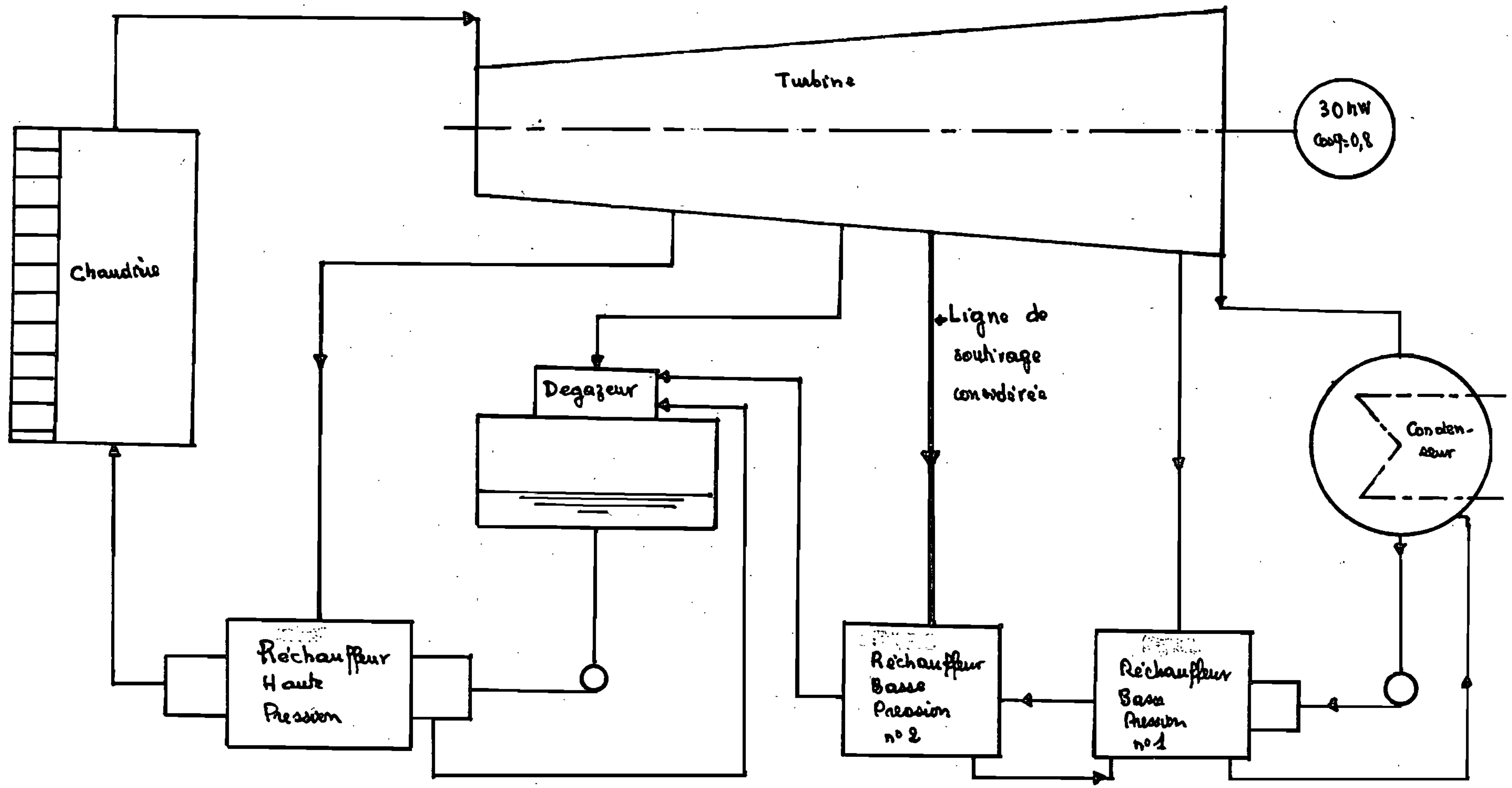
E Correlation de Baroczy

F Correlation de Chenoweth et Martin

G. Equations de Chisholm.



Annexe F Diagramme de Moody utilisé



Annexe G : Schema de la tranche 302

Annexe H ESSAI DE CALCUL DES PERTES DE CHARGE DANS LA CONDUITE DE SOUTIRAGE TURBINE VERS R.B.P.2 PAR LA METHODE DE KERN

1° Données initiales:

Elles sont les mêmes que celles données dans la section 6.3, mais devant être exprimées en unités anglosaxones.

- $D = 260,4$ mm $\Rightarrow D' = 260,4.10^{-3} \times 39,37$ $D' = 10,25$ po
- $\dot{m} = 2,129$ kg/s $\Rightarrow \dot{m}' = 2,129 \times 7938$ $\dot{m}' = 16900$ lb/hr
- $\dot{m}_L = 0,106$ kg/s $\Rightarrow \dot{m}'_L = 0,106 \times 7938$ $\dot{m}'_L = 841$ lb/hr
- $\dot{m}_v = 2,023$ kg/s $\Rightarrow \dot{m}'_v = 2,023 \times 7938$ $\dot{m}'_v = 16059$ lb/hr
- $\rho_v = 1,011$ kg/m³ $\Rightarrow \rho'_v = 1011 \times 6,243.10^{-2}$ $\rho'_v = 6,25.10^{-2}$ lb/ft³
- $\rho_L = 945,93$ kg/m³ $\Rightarrow \rho'_L = 945,93 \times 6,243.10^{-2}$ $\rho'_L = 59,054$ lb/ft³
- $\mu_L = 2,400.10^{-4}$ Pa.s $\Rightarrow \mu'_L = 2,400.10^{-4} \times 10^3$ $\mu'_L = 0,2400$ cP
- $\mu_v = 1,269.10^{-5}$ Pa.s $\Rightarrow \mu'_v = 1,269.10^{-5} \times 10^3$ $\mu'_v = 1,269.10^{-2}$ cP
- De la table B2 de l'annexe B, on a

$$\sigma_L = 5,8847.10^{-2}\,(1,76)^{-4111.10^{-1}} = 5,5264.10^{-2}\,\text{N/m} \Rightarrow \sigma'_L = 55,264\ \text{dynes/cm}$$

2° Détermination du type d'écoulement

- Calcul de Bx (équation 3.1)

$$B_x = 531\left(\frac{\dot{m}'_L}{\dot{m}'_v}\right)\left(\frac{\rho_v'^{0,5}}{\rho_L'^{0,166}}\right)\left(\frac{\mu_L'^{1/3}}{\sigma'_L}\right) = 531 \times \left(\frac{841}{16059}\right)\left(\frac{\sqrt{6,25.10^{-2}}}{59,054^{0,166}}\right)\left(\frac{0,2400^{1/3}}{55,264}\right)$$

$$B_x = 3,97.10^{-2}$$

- Calcul de By (équation 3.2)

$$B_y = 2,16\ \frac{\dot{m}'_v}{A'\sqrt{\rho'_L\,\rho'_v}}$$

$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi \times 0{,}2604^2}{4} = 5{,}33.10^{-2}\,m^2 \Rightarrow A' = 5{,}33.10^{-2} \times 10{,}76 \qquad A' = 0{,}573\,ft^2$

$B_y = 2{,}16 \frac{16059}{0{,}573\sqrt{59{,}054 \times 6{,}25.10^{-2}}} \qquad B_y = 3{,}151.10^4$

Déjà, avec la valeur de Bx, on voit que l'on ne peut pas utiliser le diagramme de Baker de la figure 3.1. En effet, la valeur minimale de Bx dans ce diagramme est $Bx = 10^{-1}$, et, comme ce diagramme a été établi sur une base empirique, il n'est pas du tout recommandé d'extrapoler.

D'ailleurs, en essayant d'extrapoler avec $Bx = 3{,}97.10^{-2}$ et $By = 3{,}151.10^4$ on tombe dans la zone de l'écoulement ondulée, qui ne peut exister que dans une conduite horizontale.

Annexe I : LISTE DES FIGURES

Figure 5.1 Algorithme de calcul du diamètre D d'une conduite caractérisée par un écoulement triphasique (adiabatique)

" 6.1 Schéma isométrique du circuit de soutirage de vapeur turbine - RBP2 de la centrale thermique du Cap des Biches de la Senelec

Annexe J

LISTE DES TABLEAUX

REFERENCES

1. BAKER, O.; "Multiphase flow in pipe lines"; The Oil and Gas Journal, Juillet 1954

2- LOCKHART, R.W. et MARTINELLI, R.C.; "Proposed Correlation of Data for isothermal two-phase, two-component flow in pipes"; Chemical Eng. Prog. Vol.45, 1949

3. CHENOWETH, J.M. et MARTIN, M.W.; "Turbulent Two Phase Flow"; Petroleum Refiner, No 10, 1955

4. KERN, R.; "How to size process piping for two phase flow"; Hydrocarbon Processing, PP.105-109, 1969

5. SCHNEIDER, F.N.; WHITE, P.D. et HUNTINGTON, R.L.; "Correlation For Two-phase Wave Flow"; Pipe Line Industry, Oct. 1954

6. DAVIS, W.J.; "The effect of the Froude Number in estimating vertical two-phase gas-liquid friction losses"; British Chemical Engeneering, Vol. 8, Juillet 1963

7. CERNEA, A.R.; "Design for pressure gradient calculation in two-phase flow and pipe selection"; Oct. 1982

8. ZUBER, N.; "Average volumetric concentration in two-phase flow"; Transactions of ASME, Journal of Heat Transfer, Series C Vol. 87, PP 453-468, Nov. 1985

9. CHISHOLM, D.; "Pressure losses in bends and tees during steam-water flow"; N.E.L. Report No 318, 1967

10. MARTINELLI, R.C. et NELSON, D.D., "Prediction of pressure drop during forced circulation boiling of water"; Trans. Am. Soc. Mech. Eng., Vol 70 1948

11. THOM, J.R.S., "Prediction of pressure drop during forced circulation boiling of water"; Int. J. Heat Mass Transfer, Vol.7, PP.709-724, 1964

12. CHISHOLM, D.; "Pressure gradients due to friction during the flow of evaporating two-phase mixtures in smooth tubes and channels."; Int. J. Heat Mass Transfer, Vol.16, 1973

13. BAROCZY, C.J.; "A systematic correlation for two-phase pressure drop." Chem. Eng. Prog.; Symp. Series; Vol. 62, 1966

OUVRAGES CONSULTES

1. STREETER, V.L.; "Handbook of fluid Dynamics."; McGraw-Hill, 1961

2. BUTTERWORTH, D. et HEWITT, G.F.; "Two-phase flow and heat transfer."; Oxford University Press, 1977

OUVRAGES CONSEILLES

1. BUTTERWORTH, D. et HEWITT, G.F.; "Two phase flow and heat transfer"; Oxford University Press, 1977

2. CERNEA, A.R.; "Design for pressure gradient calculation in two-phase flow and pipe selection."; Oct. 1982.

« Il en est des oeuvres de l'intelligence
comme du feu de notre foyer.
On prend le feu chez son voisin, on
l'allume chez soi, on le passe à
d'autres, et le feu appartient à tous. »

Voltaire.