

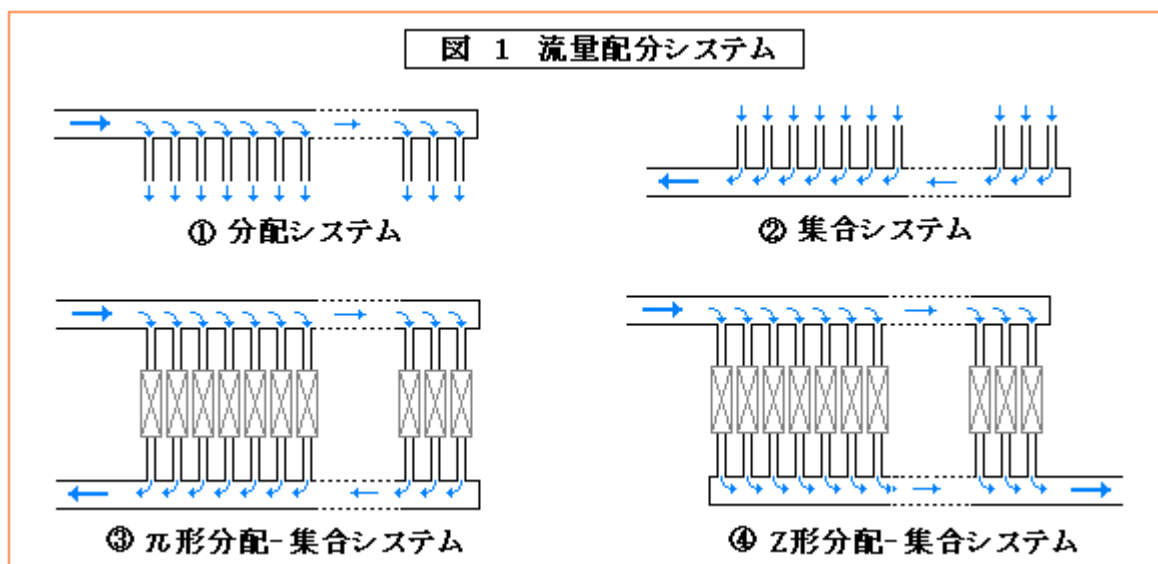
【整番】 FE-13-TM-003	【標題】 流量配分システムに関する情報(单相流の場合)
分類：流れ(流量配分)／種別：技術メモ	作成年月：H21.7／改訂：Ver1.0(24.7) 作成者：N.Miyamoto

全体見直しによる改訂(全面に及ぶので見出し以外は朱記しない)

全 27 枚

1. はじめに

プラント設備には、一つのラインから幾つかの分岐ラインや並列設備に流れを分配したり、逆に流れを集めたりするサブシステムが含まれることがある。これらサブシステム(ここでは流量配分システムと仮称)を形態的に分類すると、下図のようになる。



これらはいずれも、マニホールド(あるいはヘッダ/管寄せ)と呼ばれている分配管/集管と、これに連なる複数の分岐配管やチューブ類あるいはこれに連なる熱交/処理機器・装置/槽類等から構成されている。上流や下流の配管はそのままの形であるいは管台(ノズル)を介して各マニホールドにつながる。

流量分配・集合システムでは、各分岐ラインは経済性を考えて同一仕様で構成されることが多いため程度の差はあれ、各分岐ラインには可及的に均一の流量(さらに均一の圧損)で流れることが期待される。その場合、各分岐ライン毎に通過流量を加減する(例えば各分岐に調節弁を設ける)のは不経済である。できればシステム構成要素のサイズ/形状/配置等を合理化して、弁に頼らず均一で一様な分岐流量を分配し集合することが望まれる(特にコストダウンやエコ対策から 設備全体の合理化を図るとき然り)。

本 TS は、偏流の少ない均一配分を目的として、单相流の流量配分システムに関する設計情報をまとめたものである。内容的にはコンピュータによる管路網解析が普及する前の、理論ベースの古い情報による所が大きい。しかし、解析ベースの設計であっても、プレ的な設計認識や計算結果の解釈あるいは検討の方向付けを示唆できる点で有効な情報になるのではないかと思う。

なお、システム中の分岐ラインはすべて同一仕様という前提で議論しているので了解願いたい。

また、本 TS では“分岐”や“配分”を分流/合流のいずれの場合にも使用している。多少、違和感もあると思うが、我慢してほしい。

2. システムパターンと流れ構造

(1) 流量配分システムには、図1に示したように4つのシステムパターンがある。即ち

- ・分配システム：一つの流れを複数の流れに分けて、一定圧力の設備/外部環境に分配する装置
 - ・集合システム：一定圧力の設備/外部環境からの複数の流れを集めて、一つの流れにする装置
 - ・分配-集合システム：一つの流れを複数の設備に分配したあと再び集めて一つの流れに戻す装置
- 分配-集合システムには、集合流れの方向が反転する π 形配置と、反転しないZ形配置の二様がある。

図1ではマニホールドの出入口は直進方向にある。しかし出入口配管がマニホールド軸にクロスして接続する時は、その接続ノズル位置でプレ的な分流/集合が起きて、流れ方が変わってくる。

例えば図2では、分配/集合マニホールドのちょうど中央に入口/出口ノズルがあつて、両側の分岐管本数が等しなるので、流量 Q は、入口で双分されて両方向に $0.5Q$ で分流し、出口で両方向から $0.5Q$ で合流する。従って図2ではどの場合も、図1のシステムが並列していることになる。特に分配-集合システムでは必ず π 形配置が並列することになる。

なお入口/出口ノズルがマニホールド中央になくても特に支障はない(分岐本数の割合で流量が配分されるだけ)。しかし左右の流れに差異があつて流量の不揃いが目立ったり、必然的に片方の分岐本数が増えて平均流量からの偏り(偏流)が大きくなるなど弊害が多いので、出来れば、そのような配管は避けた方がよいと思う。また分配-集合システムで、入口/出口ノズルの位置が非対称にずれるのも、流量配分を複雑にするので避けた方がよいと思う(どうしても避けられないなら管路網計算を実施する)。

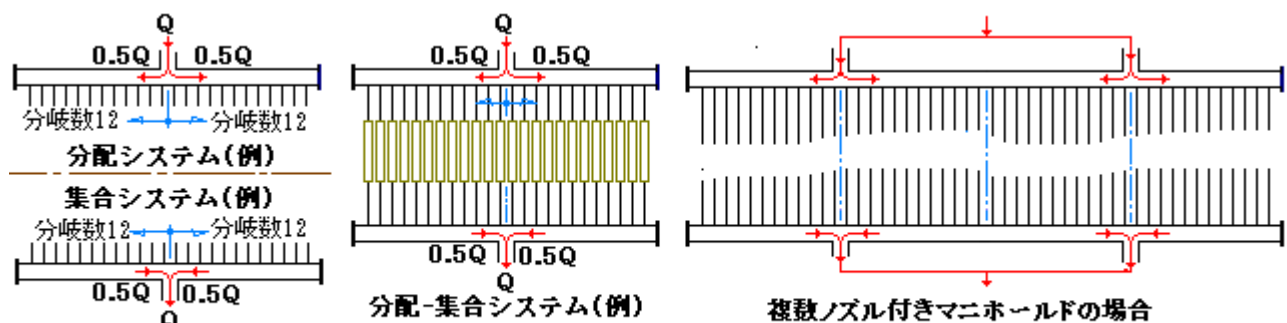


図2. 上下流配管-マニホールドの接続関係

(2) 流量配分システムの流れ構造は、連続した分岐構造を持つ管路網とも言える。すなわち

- ・管路網における骨格的な流れ→管路網流れ
- ・多連分岐における局所的な流れ→多連分岐流れ

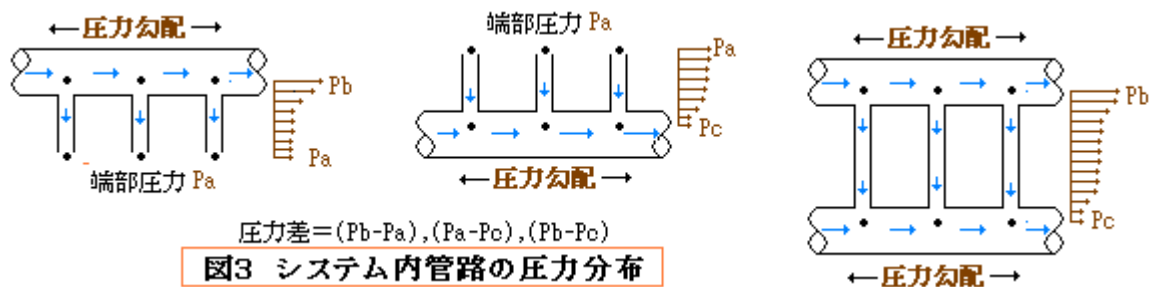
多連分岐流れは3次元流動であるので本来、管路網流れとは馴染まないが、分岐ピッチ(分岐間隔)が長く他の配管要素との干渉がなければ、異径ティの圧損係数(補足説明A参照)の形で管路網計算に取り込んで処理できる。しかし、熱交の管寄せのように分岐ピッチがごく短い場合には、

分岐点通過後の不十分な拡散 & 隣接分岐との流れの干渉

といった、通常のティ分岐とは異なる挙動が現れるので、管路網計算で使用する圧損係数をその挙動に合わせて調整する必要がある(そうでないと誤差が大きくなる)。この問題については補足説明Bを参照されたし。

(3) 流量配分システムは管路網としては至ってシンプルであるが、システム的には分岐流量に力点を置き

各分岐ラインへ均一に配分して、可及的に配分偏差(偏流)を抑えるという点で特異性がある。



分岐流量は図3に示すような、マニホールド内の分流点/合流点～端部圧力あるいはマニホールド内の分流点～合流点の圧力差 ΔP と流れ抵抗 K_b によって決まってくる。その関係は周知のように、

$$Q_n \propto (\Delta P_n / K_b)^{0.5} \quad (\text{ここで } Q_n = \text{分岐流量}, K_b = \text{分岐側圧損係数}, \Delta P_n = \text{差圧}) \dots\dots(1)$$

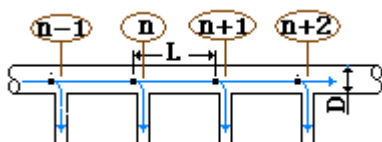
流れ抵抗即ち圧損係数 K_b は、主管から分岐管に流入する場合に流量が変わるので、流量比(=分岐流量/主管流量)の影響を受ける。しかし主管と分岐管の流れ断面積比 $m (>1)$ があまり小さくならない限りこの流量比の影響は軽少で、 K は流れ断面積比 m や分岐管路構成要素の固有の圧損係数でほぼ決まってくる(補足説明C参照)。即ち分岐管側の幾何的条件が固定されていれば、予想される ΔP から分岐流量を見積もっても大きな誤差にはならない。

然るに、分配システムと集合システムの場合、分岐端の圧力が固定されるため、各分岐の ΔP はマニホールド内の分流/合流点の圧力だけに依存する。分配-集合システムの場合、分岐端は存在しないが、明らかにマニホールド内の分流点&合流点の圧力に依存する。従って、どのシステムでも分岐流量はマニホールド内の圧力分布でほぼ決まってくる。

一方マニホールド内の圧力分布はマニホールド内の流速変化に依存する。例えば、隣接する分岐点 $[n, n+1]$ の静圧差は、

$$P_n - P_{n+1} = 0.5 \rho (U_{n+1}^2 - U_n^2) + 0.5 K \rho U_n^2 + 0.5 (\lambda L/D) \rho U_{n+1}^2 \dots\dots\dots(2)$$

ここで P =分岐点直前の静圧、 U =分岐点直前の流速、 ρ =密度、 K =分岐点通過時の主管圧損係数
 λ =摩擦損失係数、 L =分岐ピッチ、 D =マニホールド(主管)内径、 n =分岐点番号(整数)

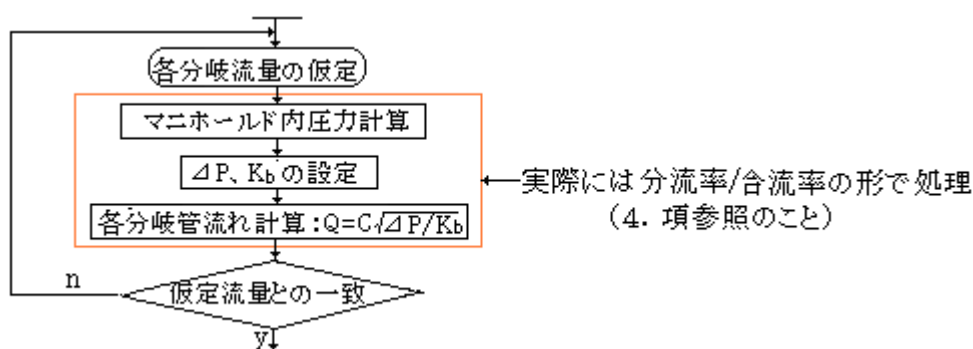


この式の分岐点 n 通過後の流速 U_{n+1} は、

$$Q_{n+1}/A = (Q_0 - nQ_b)/A \quad (\text{但し } Q_0 = \text{マニホールド入口流量}, Q_b = \text{分岐流量}, A = \text{主管断面積})$$

通常 Q_0 は既定の値であるから、静圧差 $(P_n - P_{n+1})$ は分岐流量 Q_b によって決まってくる。これら隣接する分岐点の静圧差はマニホールド全域に拡張できるから、結局、マニホールド内の圧力(静圧)分布は分岐流量に依存する。

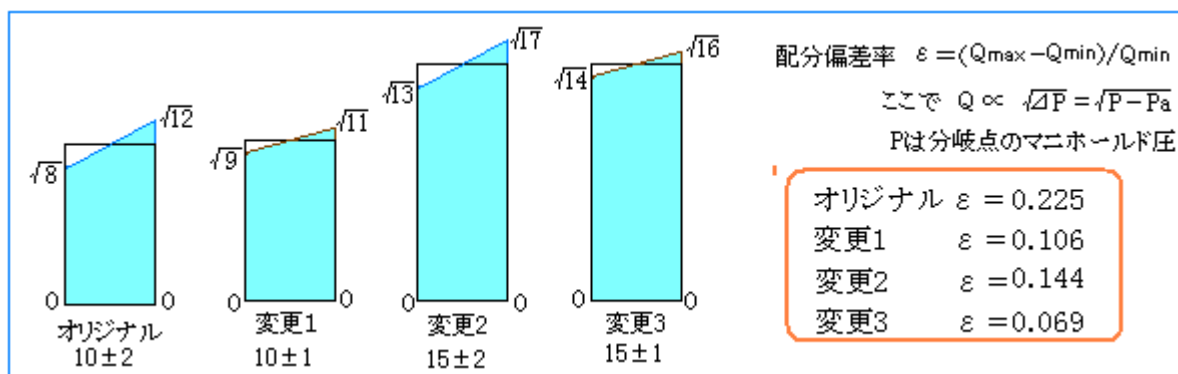
以上のように、分岐流量とマニホールド内の圧力は密接に関連している。そのため流量配分システムにおける管路網計算は例えば、次のような反復(収束)計算から得られる(反復計算にならざるをえない)。



以上の反復計算から得られる分岐流量を均一化するには、どうすればいいか？ K_b はほぼ一定であるから、差圧 ΔP の分布(→マニホールド内の静圧分布)の割合をできるだけ平坦にすればいい。これには次の2つの方策が考えられる。

- 分岐側の流れ抵抗 K_b を大きくしてマニホールドの平均圧力レベルをあげる、
- そのうえで、(2)式で表わされる圧力変動量を抑える。

ΔP (=平均差圧±差圧変動量)を 10 ± 2 とし、これを変えて配分偏差率[4.の(4)参照]をみると、



平均応力レベルを $10 \rightarrow 15$ に、圧力変動量を $\pm 2 \rightarrow \pm 1$ に変えると、偏差率は大幅に減少する。

この課題については、更に詳しく 3.1(4)で 議論する。

(4) 前(2)項のような局所流れ問題は形を変えて、上流/下流配管とマニホールドの接続部分にも起きる。

またマニホールドに接続される配管の曲げ部分にも局所的な偏流があつて、図2のような等配分を阻害することがある。配管形状やレイアウトを工夫してこれら局所問題を排除する必要がある。詳しくは補足説明 G を参照のこと。

3. 各システムの流量配分の傾向

3.1 分配システムと集合システムの傾向

(1) 分配マニホールド内の流れは次々に分岐管に分流してゆくので、盲端に向かうにつれて流量(流速)が細って行って動圧(速度圧)は低下してゆく。隣り合う分岐点 n 、 $(n+1)$ の直前で考えると、

$$P_n + 0.5 \rho U_n^2 = P_{n+1} + 0.5 \rho U_{n+1}^2 + \Delta P_o + \Delta P_f \quad \text{-----(3)}$$

ここで、 ΔP_o = 圧力損失(= $0.5 K \rho U_n^2$)、 ΔP_f = 分岐点の間の摩擦損失(= $0.5 (\lambda L/D) \rho U_{n+1}^2$)

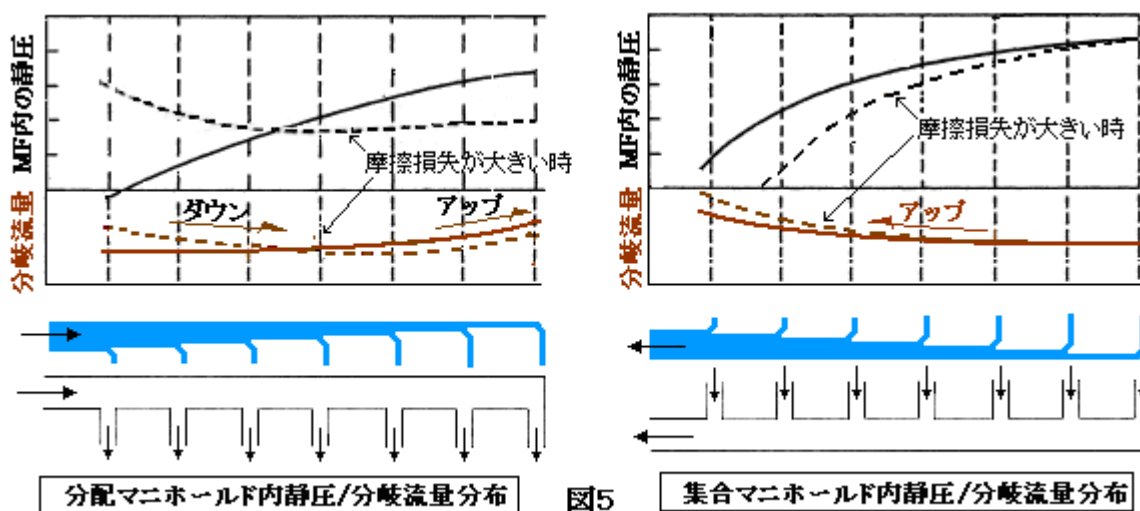
P 、 U 、 ρ 、 K 、 λ 、 L 、 D は(2)式に同じ、

なる関係がある。この式で圧力損失 ΔP_0 は通常、軽微で無視できる。摩擦損失 ΔP_f も分岐間隔が短かければ十分無視できる。その場合、分流によって動圧 $[0.5 \rho U_{n+1}^2]$ が $[0.5 \rho U_n^2]$ より減少すると、静圧 P_{n+1} は P_n よりも少し増加することになる。この微妙な増加は分岐点を通過する毎に繰り返され、盲端方向に向かって静圧は次第に上昇してゆく。一方、集合マニホールドでは、出口に向かうにつれて合流が繰り返され流量が増えて、次第に動圧の割合が上昇し静圧が下降してゆく。

前項 2.(3)でも述べたように、各分岐流量の差異(偏流)は殆どマニホールド内の圧力分布で決まるので分配マニホールドのように、分岐ごとに静圧が上昇してゆくパターンでは、分岐流量はマニホールド入口から盲端に向かうにつれて尻上がりに増加してゆく傾向がある。集合システムでも、これと同様に盲端から出口に向かうにつれて尻上がりに流量が増加する。

マニホールド内の静圧分布と分岐流量分布の一般的な傾向を、**図 5**の実線で示す。

(なお、各分岐点における実際の静圧/流量の変化は非常に小さいが、下図では傾向を鮮明に表わすために、デフォルメしてオーバーに描いている。念為)



【文献(3)ベース】

(2) 以上は、分岐ピッチ L が十分短く摩擦損失 ΔP_f が十分無視できる場合である。実際は分岐ピッチが長くなって摩擦圧損が増えると、分配マニホールドでは尻上がりの静圧分布がダウンし始め、遂には**図 5**の左図の点線のように前半部分で下がり勾配になってしまう(補足説明 Dを参照のこと)。一方、集合マニホールドでは、摩擦による圧力減少が合流による動圧増加→静圧減少と相俟って、**図 5**の右図の点線のように、ますます出口に向かって分岐流量は増加するようになる。

要は、分岐ピッチの長短で、分岐流量の分布が相当に変わってくる。特に、集合マニホールドでは分岐流量の勾配が顕著になるため注意する必要がある。設備によっては集合マニホールドの径を分配マニホールドよりひと回り大きくすることもある。

(3) 摩擦損失の増加に伴う傾向は、マニホールドが長くなった場合(→摩擦圧損増加)に同じ形で現れる。**図 6**と**図 7**にその例をしめす⁽³⁾⁽⁴⁾。

図6は多分、熱交マニホールドのように分岐ピッチが短い時のシミュレーション結果を示していると思われる。この図には2つのパラメータの影響、即ちマニホールド長さの影響と分岐損失比(あるいは断面積比)の影響が含まれており、分岐損失比が2以下でマニホールド長さが短い間は、図5と全く同じ傾向になる。然るにマニホールド長が長くなると、分配マニホールドでは流量分布の尻上がりが途中で息切れして低下する。一方、集合マニホールドでは尻上がり勾配がますます急になる。

補足説明Dは単に分岐ピッチを変えた時の結果を示しているが、摩擦損失は変わらなくとも、分岐本数によって静圧分布がかなり変化する傾向がうかがえ、図6の傾向と同調するようだ。

図7は、 $L=10\text{m}$ と 100m の差異が示されている。傾向は補足説明Dの計算結果(グラフ)によく似ている。 $L=10\text{m}$ は摩擦損失が軽微な場合、 $L=100\text{m}$ は摩擦損失が大きな場合に当たる。

図6a 分配マニホールドの流量配分(傾向)

文献(3)抜粋

マニホールド長さ	Short	Medium	Long
損失比 > 2			
1 < 損失比 ≤ 2			
損失比 ≤ 1			

(注) 損失比=(分岐部圧損/基準速度圧)または(マニホールド断面積/トータル分岐管断面積)²
ただし基準速度圧=分流前の速度圧=0.5PU²

図6b 集合マニホールドの流量配分(傾向)

文献(3)抜粋

マニホールド長さ	Short	Medium	Long
損失比 > 2			
1 < 損失比 ≤ 2			
損失比 ≤ 1			

(注) 同上 (なお、図6a,6bとも、原本の損失比の分子/分母を入れ替えて表示している。)

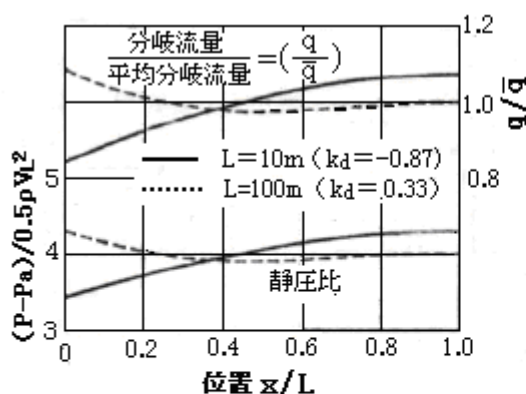


図4.116 分配マニホールド静圧分布
及び分岐流量分布(計算例)
(分岐管の流れ抵抗が均一のケース)

図7 計算例 (テキスト(4)引用)

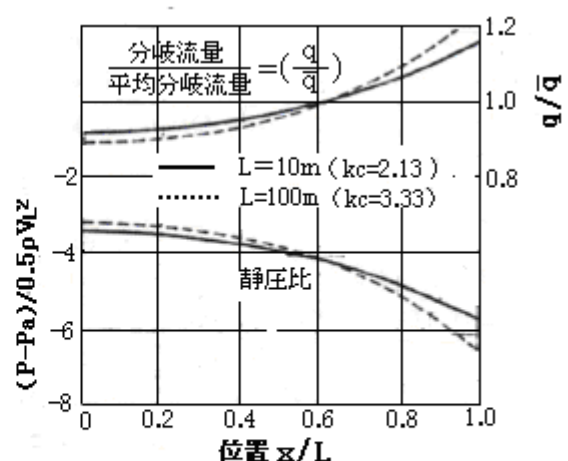


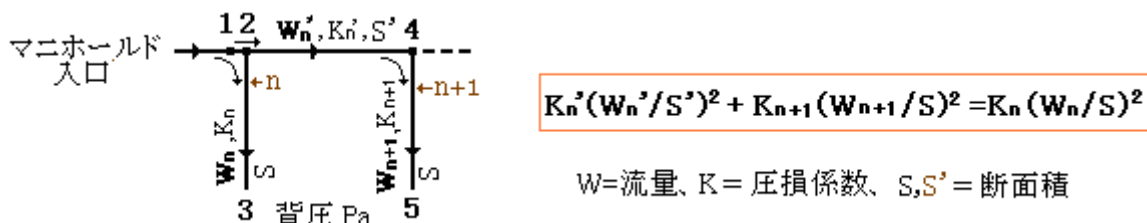
図4.121 集合マニホールド静圧分布
及び分岐流量分布(計算例)
(分岐管の流れ抵抗が均一のケース)

(4) 図6にはマニホールド長さの影響以外に、前述の如く次の2つのパラメータの影響が含まれている。

- ・分岐損失比の影響：分岐側の流れ抵抗が大きくなると分岐流量の分布が平坦化する。
- ・主管/分岐管合計の面積比の影響：主管流れ断面積が大きくなると分岐流量の分布が平坦化する。

図 6 の根拠は明らかでないが、これらの傾向については以下のように解釈できる。

どんなパラメータが分岐流量分布に影響するかを考えるうえで着目すべきは、下記に示すような 2 つの隣接する分岐管の圧力バランスである[4の(1)項参照]。左辺は 1→2→4→5、右辺は 1→2→3 の圧力降下量を表している。



この式を変形すると、

$$(W_n/W_{n+1})^2 = \{(K_n'/K_n)(S/S')^2(W_n'/W_{n+1})^2\} + (K_{n+1}/K_n)$$

分岐管の圧損係数は、補足説明 C で述べたように分岐本数が多いと流量比への依存が少なく殆ど一定で、 $K_n \doteq K_{n+1}$ になる。従って、上式は、

$$(W_n/W_{n+1})^2 \doteq (K_n'/K_n)(S/S')^2(W_n'/W_{n+1})^2 + 1 \quad \text{-----}(4)$$

この式から、{ }内の第一項の圧損比(K_n'/K_n)、面積比(S/S')²及び流量比(W_n'/W_{n+1})²が減少して零に近づくほど、(W_n/W_{n+1})は 1 に近づき、分岐流量の差がなくなって平坦な分布になる。

更に、 K_n' 、(S/S')、(W_n'/W_{n+1}) は分岐本数 N によって変わるので、これらを N の関数で表わしてみる。まず K_n' は、動圧変化分と摩擦損失分からなるが、ここでは煩雑さをさけて摩擦項を無視すると

$$0.5K_n'\rho U_n'^2 \doteq 0.5\rho U_{n-1}'^2 - 0.5\rho U_n'^2 \rightarrow K_n' = (U_{n-1}'/U_n')^2 - 1$$

ここで、 $U_{n-1}' = \{(N-n+1)/N\}U_0$ 、 $U_n'^2 = \{(N-n)/N\}U_0$ (U_0' =マニホールド入口流速)であるから、

$$K_n' = (2N - 2n + 1)/(N - n)^2$$

次に(S/S')²は、図 6 の表示にあわせ、 $\{S'/(NS)\}^2 = \alpha$ とすれば、 $(S/S')^2 = 1/(\alpha N^2)$

次に(W_n'/W_{n+1})²は、 $W_n' = \{(N-n)/N\}W_0'$ 、 $W_{n+1} = W_0'/N$ (W_0' =マニホールド入口流量)であるから

$$(W_n'/W_{n+1})^2 = (N-n)^2$$

これらを(2)式に代入して、次式が得られる。

$$(W_n/W_{n+1})^2 = (1/K_n\alpha)\{(2/N)(1-n/N+0.5/N)\} + 1 \quad \text{-----}(5)$$

K_n 、 α 、 $N \rightarrow$ 大 のとき第 1 項が小さくなって、(W_n/W_{n+1}) \rightarrow 1 即ち $W_n = W_{n+1}$ に漸近する。隣接する分岐流量が等しくなることは、分岐流量の分布が平坦になることを意味する。

分岐側圧損係数 K_n 及び面積倍率 α は、[基準速度圧に対する分岐損失比]及び[主管/分岐管合計の面積比]に相当するので、以上の結果は図 6 の傾向に符合している。なお、主管の摩擦係数の影響を考慮すればもっと複雑になるが、この傾向は基本的には大きく変わらないと思われる。

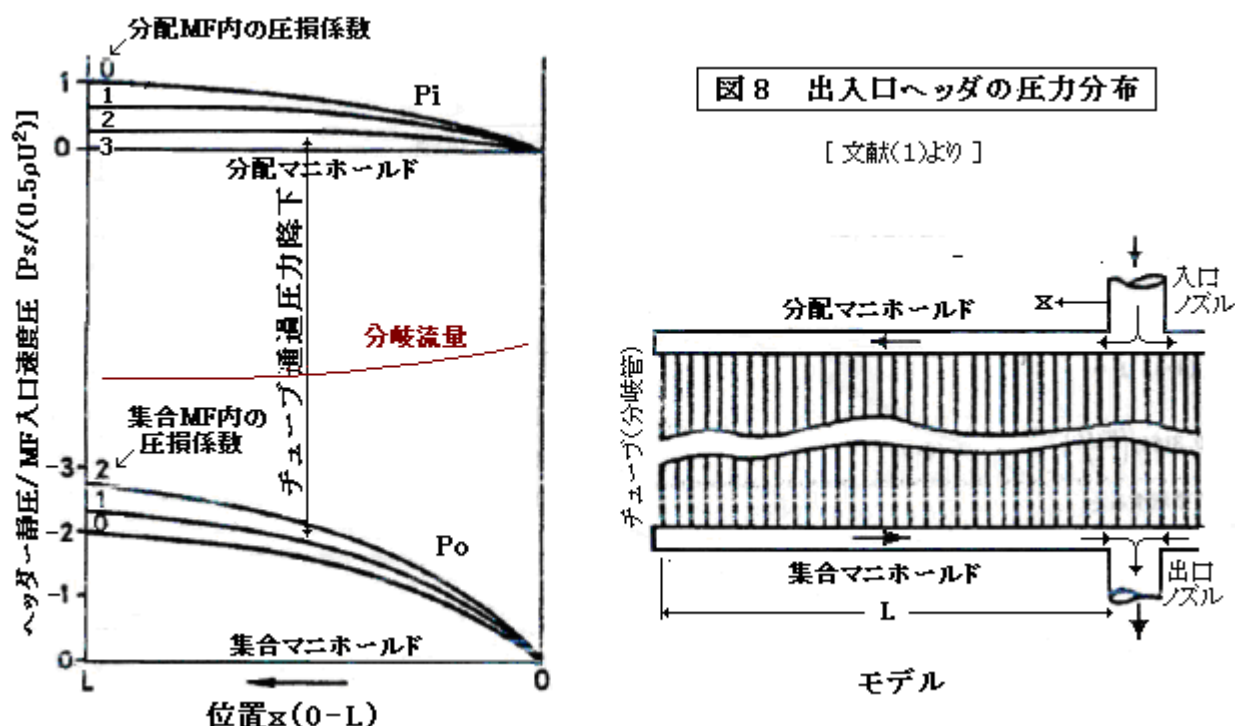
なおこの検討では、分岐本数 N も流量分布の平坦化に影響することがわかった。確かに分岐本数が

少ないと勾配は変わらなくとも全体の偏差量は小さくなる。トーナメント方式にして、分岐本数を数グループに別けるのは効果的と云える。

3.2 分配-集合システムについて

(1) このシステムには、 π 形配置とZ形配置があるが、概して π 形システムが多いようだ。形としては分配システムと集合システムが連結したものであるため、2つのシステムの傾向を直に繋いだ傾向を持つ。

分岐ピッチが短い空冷熱交の例をとったダブル π 形システムの静圧分布の様子を図8に示す。分配マニホールドでは、盲端に至るまで静圧は上昇傾向。マニホールド内の圧損係数が大きくなると、分布は平坦になる。一方集合マニホールドでは出口ノズルまで静圧は下降傾向。マニホールド内の圧損係数が大きくなると静圧の下降傾向は更に強まる。

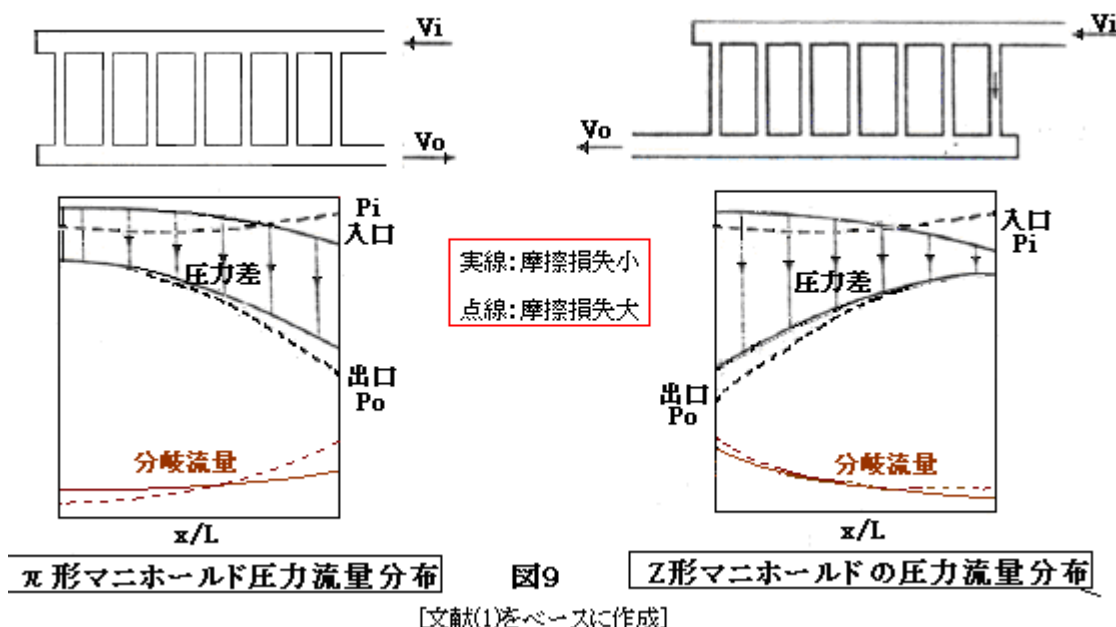


分岐流量は、相対するマニホールドの差圧(図中のチューブ通過圧力降下)の多寡によって決まる。通常、集合管の静圧勾配の方がきつく、中央ノズルの直下～直上で最大差圧になるので、そこで分岐流量が最大になる。一方、盲端で最小傾向となる。

[なお、図8の静圧分布は分岐流量が均一の場合を想定している。分岐流量の配分偏差が大きいとイメージが変わってくるので、図8のイメージは配分偏差が小さい時のものと考えた方がよい。]

(2) 図9に π 形配置とZ形配置の静圧分布の傾向を示す。 π 形配置の傾向は、図8と同じである。ただ分岐ピッチが長くなると摩擦損失が増加し入口直下(出口直上)で静圧差が大きくなり分岐流量が相当程度に増加する傾向がある。一方、Z形配置は出口端で最大流量になるが、分岐ピッチが長くなると入口側で流量が増加する。

熱交などのように分岐ピッチが短い時は π 形配置の方が偏流が少なく有利であるが、分岐ピッチが長い時はZ形配置の方が偏流が少なく、多分有利になると思われる。偏流が大きくなる恐れがある時は管路網解析を実施した方がよい。



4. 流量配分計算とその評価

プラント設備によっては、偏流を抑える必要もでてくる。そうでなくても果たして均一に配分されているかどうかは確認したいところである。流量配分計算には幾つかの方法があるが、最も手早いのは管路網解析プログラムによる計算である。然るに、分岐ラインが多すぎてモデルが膨大になる、局所流れが管路流れでは模擬できない、管路網計算ソフトの持ち合わせがないと云った障害もあり得る。その点、旧来から使用されている計算手法をマイナーにソフト化して使用するのは有効で有益である。以下、JSME 資料「管路ダクトの流体抵抗」⁽⁴⁾の例題 A7、A6 に記載されている分流量を用いた配分計算について、その骨子と運用を説明する。

(1) 長い分岐ピッチを対象にした分流量ベースの配分計算

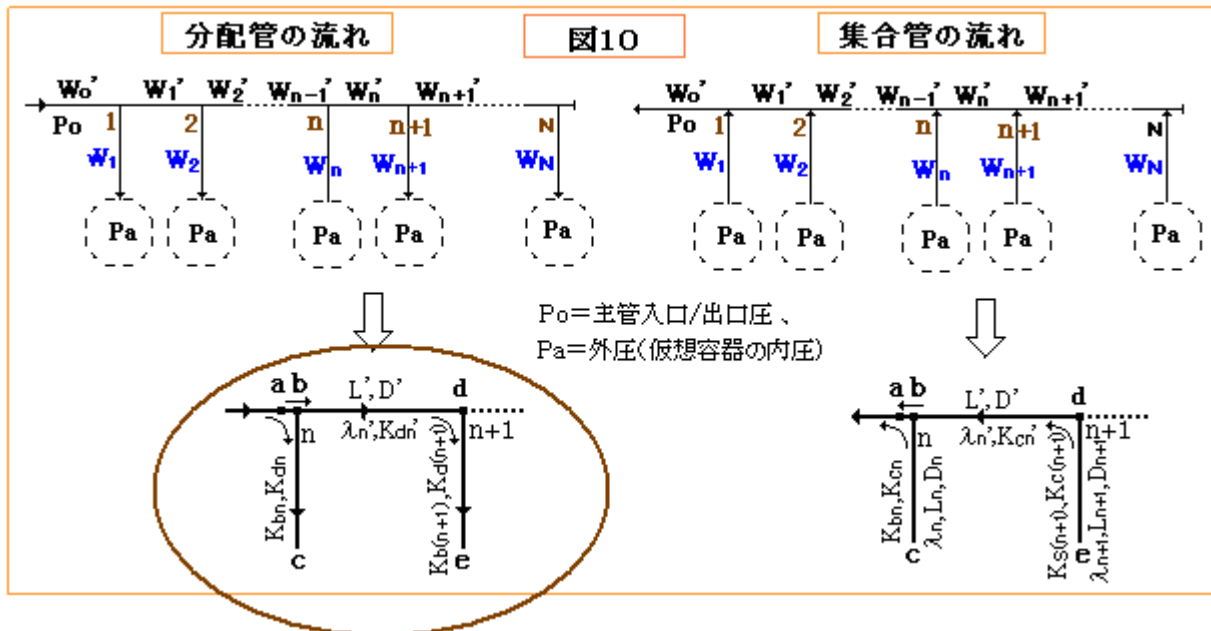
分岐ピッチが長いときは分岐部をティ分岐で扱い、定常の一次元流れ計算を行えばよい。

下図の分配システムにおいて、分岐点 n 廻りには、次の2つの経路がある。

$$\textcircled{1} \quad n \rightarrow (n+1) \rightarrow \text{分岐管端} : P_n - P_a = (P_n - P_{n+1}) + (P_{n+1} - P_a) = \Delta P_n' + \Delta P_{n+1} \\ = K_n' (W_n'/S')^2 / (2g\rho) + K_{n+1} (W_{n+1}/S_{n+1})^2 / (2g\rho)$$

$$\textcircled{2} \quad n \rightarrow \text{分岐管端} : P_n - P_a = \Delta P_n = K_n (W_n/S_n)^2 / (2g\rho) \\ K_n' = K_{dn}' + \lambda_n' (L/D'), \quad K_n = K_{dn} + K_{bn}, \quad K_{n+1} = K_{d(n+1)} + K_{b(n+1)}$$

ここで、 P_n, P_{n+1} = 主管静圧、 P_a = 外部静圧、 $\Delta P_n'$ = 主管側圧力損失、 ρ = 密度、 g = 重力
 $\Delta P_n, \Delta P_{n+1}$ = 分岐管側圧力損失、 W_n', W_{n+1} = 主管側質量流量、 W_n, W_{n+1} = 分岐側質量流量、
 K_n', K_{n+1} = 主管側全圧損係数、 K_n, K_{n+1} = 分岐管側全圧損係数(同左)、
 $K_{dn}', K_{dn}, K_{d(n+1)}$ = 主管側/分岐側のティ分岐通過圧損係数 (Vaszyoni の式による)
 $K_{bn}, K_{b(n+1)}$ = 分岐ライン構成要素(管を除く)の圧損係数、 λ_n' = 主管摩擦損失係数
 D' = 主管径、 L' = 分岐ピッチ、 S' = 主管断面積、 S_n, S_{n+1} = 分岐管断面積



①と②の左辺を等置して、 $K_n'(W_n'/S')^2 + K_{n+1}(W_{n+1}/S)^2 = K_n(W_n/S)^2$

ここで、 $W_n = W_0' F_{n-1} f_n$ 、 $W_{n+1} = W_0' F_n f_{n+1}$ 、 $W_n' = W_0' F_n$ [但し $F_n = (1-f_1)(1-f_2)(1-f_3) \dots (1-f_n)$] であるから、

$$\{f_n/(f_n - 1)\}^2 = (K_{n+1}/K_n) f_{n+1}^2 + (K_n/K_n')(S/S')^2$$

これを变形して、次の分流量 f_n (=分岐流量/分岐前流量) が得られる。

$$f_n = 1 / [1 + \{K_n / \{(S/S')^2 K_n' + f_{n+1}^2 K_{n+1}\}\}]^{0.5} \quad \text{-----(6)}$$

この式で圧損係数 K_n', K_n, K_{n+1} に含まれる $K_{dn}', K_{dn}, K_{d(n+1)}$ が分岐点廻りの流量比に依存するので、分流量 f_n は分岐点毎に異なる値を持つ。

マニホールド(主管)入口圧力 P_0 が未知で入口流量が既知の時は、次のような反復計算になる。普通数回のくり返しで収束すると思われる。

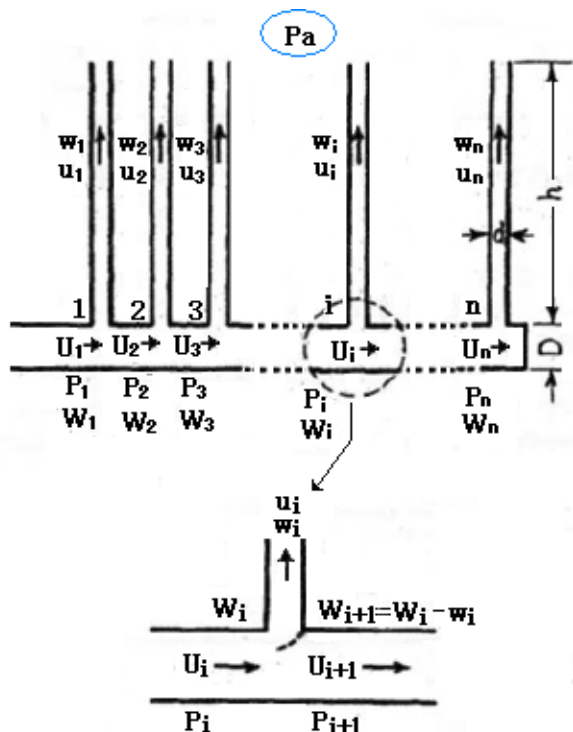
- ① 当初、均一分岐流量を仮定して全ての分岐点廻りの流量を設定する。
- ② $n = N - 1$ (最終分岐点手前)から $n = 1$ まで逐次、係数 K_n', K_n, K_{n+1} を計算して(a)式から各分流量 f_n を求め、得られた f_n から全ての分岐点廻りの流量を求めて設定流量と比較する。
- ③ もし合わなければ、計算された流量を設定流量に切換えて②③を繰り返す。
計算流量 = 設定流量であればくり返し計算は終了。
- ④ 主管入口-#1分岐ラインにつき、流量 W_0', W_1 を与えて差圧を求めて、末端の圧力 P_a に加算して入口圧力 P_0 を求める。

入口圧力 P_0 が既知で入口流量が未知のときは、主管入口-#1分岐ラインの流量-圧損関係から流量 W_0' を求め、これを用いて②-④の計算を行い、入口圧力が P_0 になるまで W_0' を変えて反復計算すればよい。

以上は、分配システムについて述べた。集合システムもこれと殆ど同じである。分配-集合システムについても類似のやり方で2つの経路の圧損バランスをベースに反復計算をすればよい。

(2) 短い分岐ピッチを対象にした分流量ベースの配分計算

文献(5)は、(4)式と異なる分流量を定義して”短い分岐ピッチ”の場合の配分計算方法を示している。これは、JSME 資料にも引用されており広く普及しているようだ。以下、その骨子を説明する。



記号説明

- W_1 =ヘッダ-入口流量[全流量](kg/s)、 W =各主管流量(kg/s)、 w =各分岐流量(kg/s)、 u =各分岐流速(m/s)
- U_1 =ヘッダ入口流速(m/s)、 U =各主管流速(m/s)
- P_1 =ヘッダ-入口静圧(kg/m²)、 P =各主管静圧(kg/m²)
- P_a =分岐端静圧(kg/m²)、 ΔP^* =ヘッダ入口-分岐端の圧損(kg/m²)、 n =分岐管(分岐点)数ないし最終分岐管(分岐点)番号、
- A =主流路断面積(m²)、 A_b =分岐管流路断面積(m²)、
- D =主管内径(m)、 d =分岐管内径(m)、 L =分岐管の相当長さ(m)、
- h =主管-分岐端のレベル差(m)、 m =面積比= A/A_b
- λ =分岐管摩擦損失係数(-)、 ζ =分岐管構成要素の全圧損係数(-)
- η_d =ディフューザ効率(-)、 σ_D =分流係数(-)、 C_r =分岐管粗さ補正係数(-)
- γ =流体比重量(kg/m³)、 g =重力加速度(m/s²)、 β_o =累積流量比(-)、
- i =分岐管(分岐点)番号= $1, 2, 3, \dots, n$
- サブックス $1, 2, 3, \dots, i, \dots, n$: 分岐管番号

図11 分岐ピッチの短い場合の計算モデル
【文献(5)による】

上記のモデルで、任意の分岐点 i における分岐ラインの差圧-流量の関係は、

$$\Delta P_i = (P_i - P_a) = (1/2)(\gamma/g)u_i^2 + \{\zeta + \lambda(L/d)\} \cdot (1/2)(\gamma/g)u_i^2 + \gamma h$$

$w_i = \gamma u_i A_b$ とし、上式を変形して

$$w_i = K(\Delta P_i - \gamma h)^{0.5} \quad \text{但し、} K = 2g\gamma A_b^2 / \{1 + \zeta + \lambda(L/d)\} \quad \dots$$

一方主管流れでは、分岐部を通過する時の圧損と摩擦圧損を考慮する必要があるが、前者は通常、かなり小さく無視でき、後者は分岐ピッチが小さいと無視できるので動圧の変化だけを考えれば十分である。従って主管側圧力 P_i は次の式で表せる。なお係数 η_d は分岐ピッチが短いことで、主管流れの拡散が不均一になるのを考慮したものある(補足説明 A 参照)。

$$P_i = P_1 + (1/2)(\gamma/g)\eta_d(U_1^2 - U_i^2)$$

この式を、前述の W_i 式に代入して

$$w_i = K[\Delta P^* + (1/2)(\gamma/g)\eta_d(U_1^2 - U_i^2)]^{0.5} \quad \text{【ここで } \Delta P^* = (P_1 - P_a) - \gamma h \text{】}$$

また、全質量流量 W_o は $W_o = \gamma AU_1$ であるから、分岐点 i の流量比(分流率)が得られる。

$$(w_i/W_o) = K[\Delta P^* + (1/2)(\gamma/g)\eta_d(U_1^2 - U_i^2)]^{0.5} / (\gamma AU_1) \quad \dots \dots \dots (7)$$

実際の計算では、配分計算を円滑に行うため、分流率の式は次のようにブレークされている。

1 番目の分岐管： $w_1/W_o = (\Delta P^*)^{0.5} / \{[1 + C_r \zeta + \lambda(L/d)]\{\gamma U_1^2 / (2g)\} m^2\}^{0.5}$

n 番目の分岐管： $w_n/W_o = \{[(W_1/W_o)^2 + \sigma_D] / (1 + \sigma_D)\}^{0.5}$

$(n-1)$ 番目の分岐管： $w_{n-1}/W_1 = B_1 / (1 + \sigma_D)$

$(n-i)$ 番目の分岐管： $w_{n-i}/W_1 = B_i / (1 + \sigma_D)$

$$B_1 = -\sigma_D(w_n/W_1) + [\sigma_D^2(w_n/W_1)^2 - (1 + \sigma_D)\{\sigma_D(w_n/W_1)^2 - (w_1/W_1)^2 - \sigma_D\}]^{0.5}$$

$$B_i = -\sigma_D \beta_o + [\sigma_D^2 \beta_o^2 - (1 + \sigma_D)\{\sigma_D \beta_o^2 - (w_1/W_1)^2 - \sigma_D\}]^{0.5}$$

$$\sigma_D = \eta_d / \{[1 + C_r \zeta + \lambda(L/d)] m^2\}$$

$$\Delta P^* = P_1 - P_a + \gamma h, \quad \beta_o = \sum (w_i/W_1) \quad \text{【ただし } i = n \sim (n+1-i) \text{】}$$

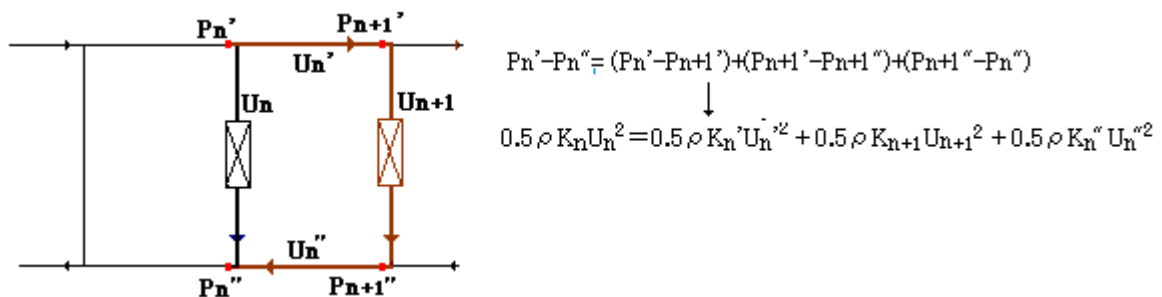
マニホールド(主管)入口圧力 P_1 が未知で入口流量が既知の時は、次のような反復計算になる。普通数回のくり返しで収束すると思われる。

- ① 主管入口-#1分岐ラインについて、流量 W_1 と $w_1(=W_1/n)$ から差圧を計算して主管入口圧力 P_1 を仮定する。
- ② そして1番目の分岐流量比 (w_1/W_1)、ついで n 番目の分岐流量比 (w_n/W_1) を求める。更に $(n-1) \rightarrow (n-2) \rightarrow (n-3)$ と逆走して2番目の分岐流量比まで計算する。
- ③ 流量比の総和をカウントし、これが1にならない場合は、ヘッダー入口静圧 P_1 の設定を変更し、流量比の総和が1になるまで、 P_1 を変えながら上記②を繰り返す。

なお、入口静圧 P_1 が既知で入口流量 W_1 が不明のときは、同じように W_1 を仮定して計算し分岐流量比が1になるまで W_1 を変えて反復計算すればよい。

以上は、分配システムについて述べた。集合システムもこれと同じような方法で扱えるが、分配-集合システムについては、かなり方法を変える必要があると思う。

(3) (1)の方法は下記のように、比較的簡単に分配-集合システムへ拡張できる。



更に(1)の方法は分岐ピッチが長い時の方法とされているが、実際は少し圧損係数を変えるだけで容易に短い分岐ピッチに適用できる。以下これを示す。

前項でも述べたように、ディフューザ係数 η_d は、分岐ピッチが短いことで主管流れの拡散が不十分になるのを考慮したもので、主管部の圧損は η_d を用いて次のように表わされる(摩擦損失項は分岐ピッチが短いので割愛される)。

$$\Delta P_n' = P_n' - P_{n+1}' = \eta_d \times 0.5 \rho (U_{n+1}'^2 - U_n'^2) \quad (< 0 \rightarrow \text{下流になるほど静圧増加})$$

一方、(1)の方法では、主管部の圧損は次のとおり。

$$\Delta P_n' = K_n' \times 0.5 \rho U_n'^2$$

これら右辺を等値すれば、主管部分の圧損係数 (U_n' ベース) が得られる。即ち

$$K_n' = \eta_d \{ (U_{n+1}'/U_n')^2 - 1 \} = \eta_d \{ (W_{n+1}/W_n)^2 - 1 \} \quad (< 0)$$

分岐ピッチが短い時は、(1)の方法で定義されている K_n' 式 (Vaszyoni の式) の代わりに、この式を使用すればよい。 η_d は内径比 (= 分岐管径/主管径) に依存している (補足説明 B の Fig.B(4) 参照)。

また、流れ断面積比 $m (= A/A_b)$ がかなり大きくなる場合には、ティ分岐圧損係数 K_{dn} 、 $K_{d(n+1)}$ に用いられる Baszyoni の式は？が残る。通常の入口ノズルの圧損係数を用いた方がよいと思われる。

上記は分配システムの場合である。集合システムの場合はノズル係数 ϕ_n が用いられるが、運用はディフューザ係数と殆ど同じである。

なお分岐ピッチが長いかわいいは、補足説明 B の末尾に述べたように、**[5x 主管内径]**を目安にして判断すればどうかと思う。

(4) さて、例えば(1)や(2)のような算定方法で得られた流量配分の計算(解析)結果をどう評価するか？

プラント設備にある並列設備の流量配分不良の影響については様々議論があると思う。成り行きに任せられ放置される場合も、わずか数%の誤差(偏差率)が問題にされる場合もあるだろう。化学プラントのプロセス機器では、

$$\text{配分偏差率} = \{(q_{\max.} - q_{\min.}) / q_{\min.}\} \times 100 \rightarrow \text{Max.5\% まで} \quad (\text{但し } q = \text{分布流量})$$

とすることが多いようで、一つの目安にはなるかも知れない。ただ残念ながら、これ以外の設計情報は今の所ない。何かの呼び水になるかも知れないので、HTFS 技術シート⁽¹⁾の 空冷熱交に流配に関する記述を補足説明 E に示す。

5. 分岐流量配分(分流/合流)をできるだけ均一化する方法

(1) 前々項の「各システムの流量配分の傾向」の検討結果をまとめると、次のようになる。

- 出入口配管—マニホールドの接続位置/構造によっては部分的に分岐流量の配分が悪くなる。
- マニホールドの圧力分布は分岐ピッチの影響(≒主管摩擦圧損の影響)を受けそれによって分岐流量分布(偏差)が変化する。
- 分配システムでは分岐ピッチが適度に長くなると偏差が緩む傾向が見られる。
- 集合システムでは分岐ピッチが長くなると偏差がますます厳しくなる。
- 集合システムではマニホールド自身が長くなると、偏差が著しくなる(分配システムは影響小)。
- 分配-集合システムでは分岐ピッチが短い時はπ形配置の方が偏差は少なく平坦であるが分岐ピッチが長い時はZ形配置の方がやや偏差が少なく分布は平坦である。
- 分岐側の流れ抵抗(圧損係数)が大きいとき、偏差は少なく平坦になる。
- 主管径が大きく主管/分岐管合計の断面積比が大きいときは偏差は少なく分布は平坦になる。
- 分岐本数が多い時は全体偏差が大きくなる。

なお分岐本数が多い時は、分岐流量がマニホールド軸にそって連続して流出しているとみなすことができる(補足説明 F 参照)。この近似モデルを用いたスタディによれば、

- 主管/分岐管合計の断面積比をできるだけ大きくする、
- マニホールドを長さ按比例して管径が縮小するテーパ管にする、
- 主管の圧力分布に合わせ、個々の分岐管サイズ等を変えて流れ抵抗を調整する

ことで、偏差のない均一な分岐流量の配分が可能になる。

(2) 以上の結果から、次のような分岐流量均一化のための方策が考えられる。なおこれらの採用に際しては、流量配分計算で効果を確認するのが望ましい。なおこれら方策は図 12 にまとめて示す。

① マニホールド径アップ(流れ断面積アップ) :

主管流速を減じて主管の圧力分布を全体的に低減するもの。実際には下記が目安になる。

$$(\text{主管断面積} / \text{分岐管断面積合計})^2 = \{A / (NA_b)\}^2 < 1 \sim 2 \quad (\text{但し } N = \text{分岐本数})$$

文献(3)は右辺を 2 としているが、根拠は不明である。通常的设计では 1 とすることが多いが、

果たしてどれほどの配分偏差率(補足説明 E 参照)に到着するのか？

[偏差率が厳しいときは 2、それほど厳しくないときは 1 でどうか？]

② 分岐側の流れ抵抗アップ(分岐側に圧損付加)：

分岐側圧損を大きくして主管側の圧損の割合を減じるもの(ただシステムの事情によって可否がある)。分岐ラインのラインサイズを一率に減じるか、オリフィスなど絞りを一率に付ける。

③ ワンスルーの分岐本数のダウン：

一系統の分岐本数を減らして、分岐流量の最大偏差を減じるもの。トーナメント方式で所定の分岐本数を数グループに分割する。

④ 分配・集合システムのタイプ使い分け：

分岐ピッチが短いときは π 形配置の方が有利、分岐ピッチが長い時は Z 形の方がやや有利である。

⑤ 集合システムのマニホールド径アップ：

分配システムに比べ、総じて偏差率が高くなるので、場合により対策が必要。特に分岐ピッチが長くなる場合やマニホールド長さが長くなる場合は、マニホールド径をワンサイズアップする。

⑥ マニホールドをテーパ管か 逐次縮小管に：

分岐ピッチが短いとき 主管流速を一率にして動圧変化を排除するもの。厳しい配分偏差率が要求される場合は先細のテーパ管にする(サイジングは補足説明 F の Table 6-12 参照)。あるいは効能は下がるが、レディーサを用いて数段に別けてサイズを落とす。

⑦ マニホールドの圧力分布に応じ個々の分岐抵抗を調整：

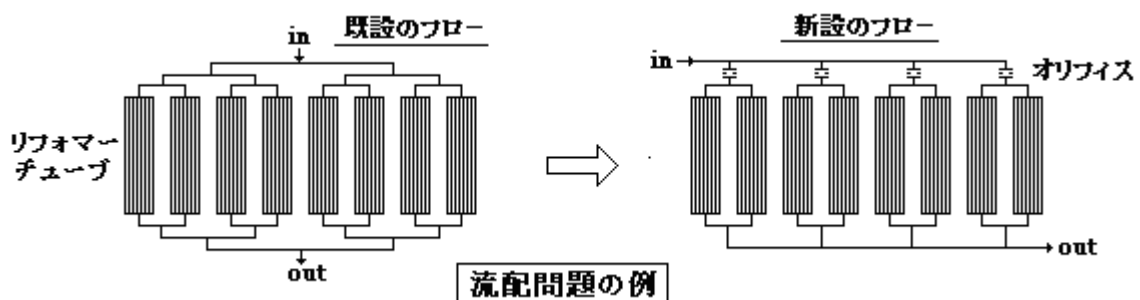
補足説明 F の Table6-12 などで分岐点位置の主管圧力を見積もり、それに応じて分岐側の圧損を調節するもの。実際はオリフィスや弁などの絞りによることになる。

⑧ 出入口配管—マニホールドの直交接続部分の偏流排除：

接続部分の流れ空間に偏流や流れが現れ、近傍の分岐管への流量配分に偏りがでるのを防ぐもの。対策としては補足説明 G のようなものがある。

⑨ 上記に類似した方法あるいは組み合わせた方法：

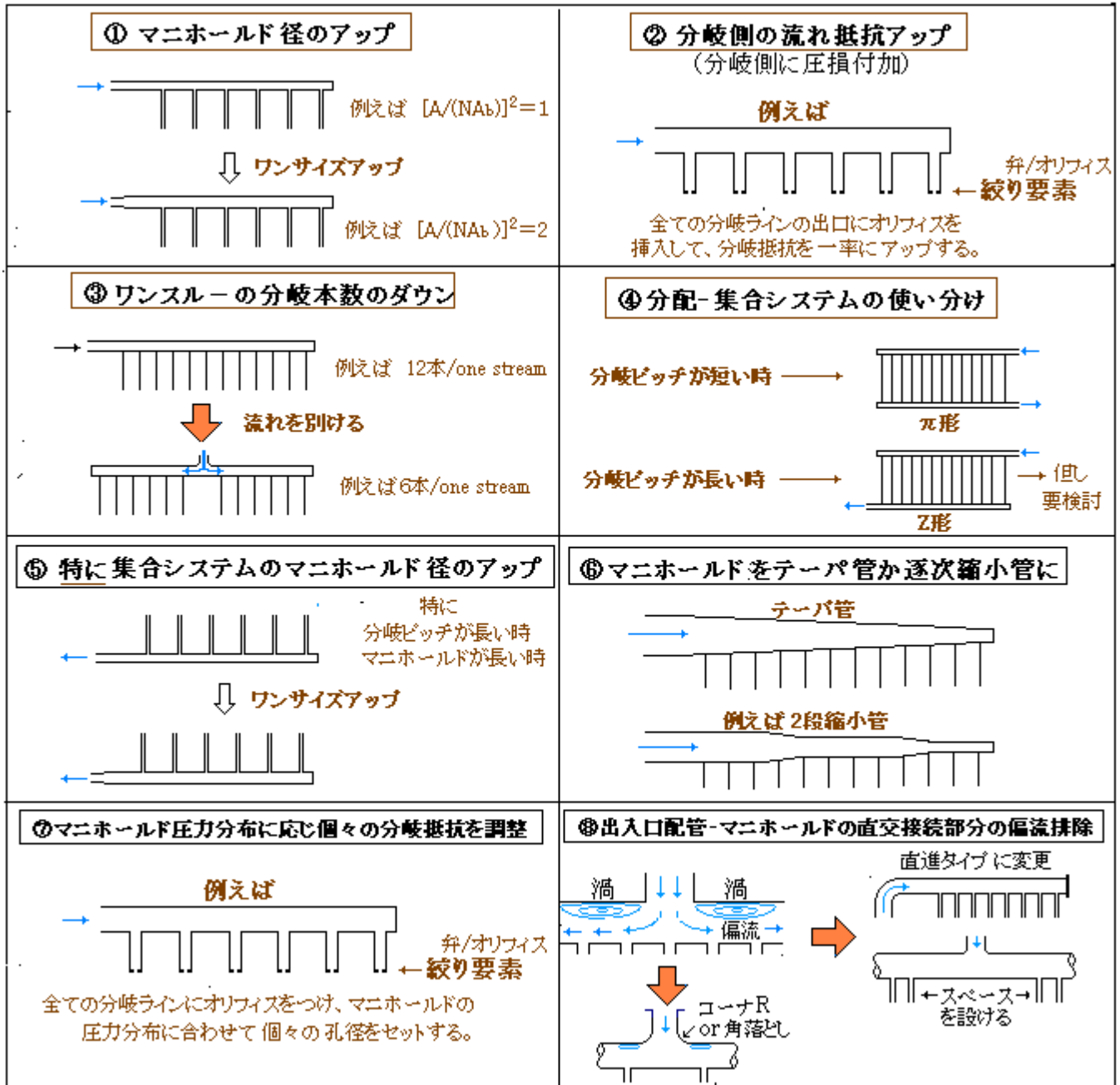
(3) 上記に関連して、TS 作成者が経験した事例を参考として以下に示す。



設備は 8 組のリフォーマーチューブセット(8 本/1 組)からなる。既設は上図(右)のようにトーナメント方式(複数の π 形配置)になっているが、配置の都合とコストダウンを意図して左図のように Z 形

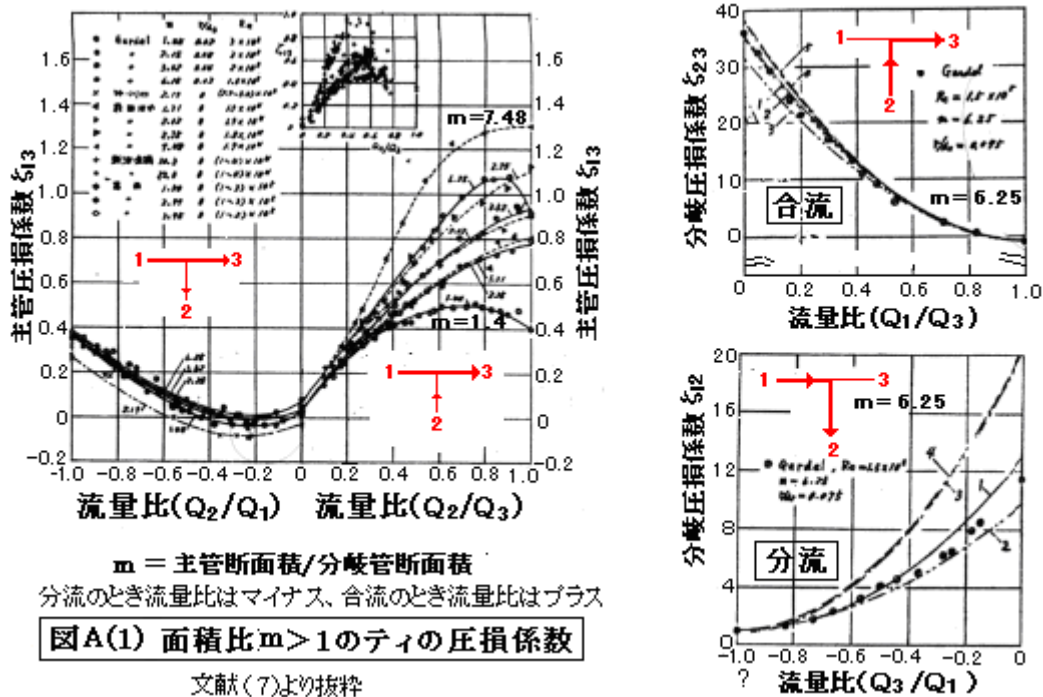
配置に変更した。管路網解析では、各チューブセット内での流量配分偏差率は殆ど零であったが、チューブセット間には±2%の偏差があった。一応これは許容内ではあったが、万全を期して入口側にオリフィスを挿入した。Z形配置は偏差が大きいと云われるが、もともと各チューブ内に絞りが設けられており通過圧損が大きいという事情が効いてフローを変えても比較的穏便な偏差に収まったものと思われる。チューブにオリフィスが内蔵されていたのは上記②を意識したものか？

図12 分岐流量の均一化のための方策



【 補足説明 A—異径分岐の圧損係数 】

異径ティの圧損係数のデータの例を図 A(1)に示す。分岐部分を通る主管流れの圧損係数は分岐流れではかなり小さいが、集合流れでは分岐管からの流入がふえると増加する。また分岐流れの圧損係数は分岐側の流量が増加すると急増する。また合流の方が圧損係数が高い。



実際の計算では、Miller のグラフデータ、伊藤の式、あるいは Vaszonyi の式などが用いられている。Miller のグラフデータは膨大なのでここでは割愛する(文献(3)を参照されたし)。

伊藤の式は全圧ベースの圧損係数であり、次のように運用される。

$$\Delta P_{ij} = (P_i - P_j) + 0.5 \rho (U_i^2 - U_j^2) = 0.5 \rho K_{ij} U_n^2 \quad \text{-----(b1)}$$

ここで P = 静圧(Pa)、 ρ = 流体密度(kg/m³)、 U = 流速(m/s)、 K_{ij} = 圧力損失係数(伊藤の式、表 A1)
 サフィックス i, j → 入口, 出口のレグ番号、サフィックス n → 計算に使用する流速のレグ番号
 (なお i, j, n → いずれもレグ番号 1, 2 or 3)

Vaszonyi の式は古典的な理論式であり、JSME 技術資料の例題 A・7, A・8 で使用されている。伊藤の式と違って静圧ベースの圧損係数と思われる、次のように運用される。

$$\Delta P_{ij} = (P_i - P_j) = 0.5 \rho K_{ij}^* U_n^2 \quad \text{-----(b2)}$$

ここで P = 静圧(Pa)、 ρ = 流体密度(kg/m³)、 U = 流速(m/s)、 K_{ij}^* = 圧力損失係数(Vaszonyi 式、表 A2)
 サフィックス i, j → 入口, 出口のレグ番号、サフィックス n → 計算に使用する流速のレグ番号”
 (なお i, j, n → いずれもレグ番号 1, 2 or 3)

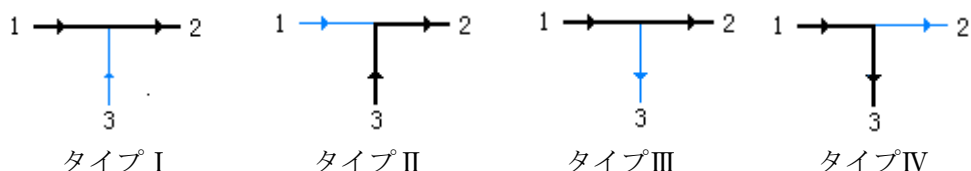


表 A1 異径直角ティの圧力損失係数(全圧ベース)⁽⁷⁾ 【乱流($Re \geq 10^4$)】

	ij,n	圧力損失係数 K_{ij}
タイプ I	ij=12 n=2	$K_{12} = [1.55 - 3.5(r/d_2)](0.96 + 0.04m)(Q_3/Q_2)$ $- [0.45 + \{0.6 - 1.7(r/d_2)\}/m](Q_3/Q_2)^2$
タイプ 2	ij=32 n=2	$K_{32} = -1 + [3.81 - 3.3(r/d_3)](Q_3/Q_2)$ $+ [m^2 - \{0.75 - 1.3(r/d_3)\}m - 2](Q_3/Q_2)^2$
タイプ 3	ij=12 n=1	$K_{12} = -[\{0.29 + 0.9(r/d_1)\}/m](Q_3/Q_1) + \{0.67 + r/d_1\}(0.54 + 0.46/m)(Q_3/Q_1)^2$
タイプ 4	ij=13 n=1	$K_{13} = 1 - \{0.34 + 2(r/d_3) + (0.5/m)\}(Q_3/Q_1)$ $+ [\{0.5 - 2.4(r/d_3)\}m^2 + \{0.62 + 2.4(r/d_3)\}/m^2](Q_3/Q_1)^2$

(注) d = レグ内径(m)、 r = 分岐コーナーアール(m)、 m = 面積比(= 主管断面積/分岐管断面積)
 Q = 流量(m^3/s)

表 A2 異径直角ティの圧力損失係数(静圧ベース)⁽⁴⁾ 【乱流($Re \geq 10^4$) - 推定】

	i,j,n	圧力損失係数 K_{ij}
タイプ I	ij=12 n=2	$K_{12} = 2.5(U_1/U_2)\{(U_1/U_2) - 0.205(U_3/U_2)(Q_3/Q_1) - (Q_2/Q_1)\} - 0.06$
タイプ II	ij=32 n=3	$K_{32} = 2.5(U_1/U_3)\{(U_1/U_3) - 0.205(Q_3/Q_1) - (U_2/U_3)(Q_2/Q_3)\} - 0.5$
タイプ III	ij=12 n=2	$K_{12} = 1.70 - 0.9(U_1/U_2) - 0.8(U_1/U_2)^2$
タイプ IV	ij=13 n=3	$K_{13} = 2.25 - 0.46(U_1/U_3)$

(注) Q = 流量(m^3/s)、 U = 流速(m/s)(= Q/A または Q/A_b)、 A = 主管流れ断面積(m^2)、
 A_b = 分岐管流れ断面積(m^2)

全圧損失係数 K_{ij} と K_{ij}^* の関係は、(b1)式と(b2)式より、次のようになる。

$$0.5 \rho K_{ij}^* U_n^{*2} + 0.5 \rho (U_i^2 - U_j^2) = 0.5 \rho K_{ij} U_n^2 \rightarrow K_{ij}^* U_n^{*2} + (U_i^2 - U_j^2) = K_{ij} U_n^2$$

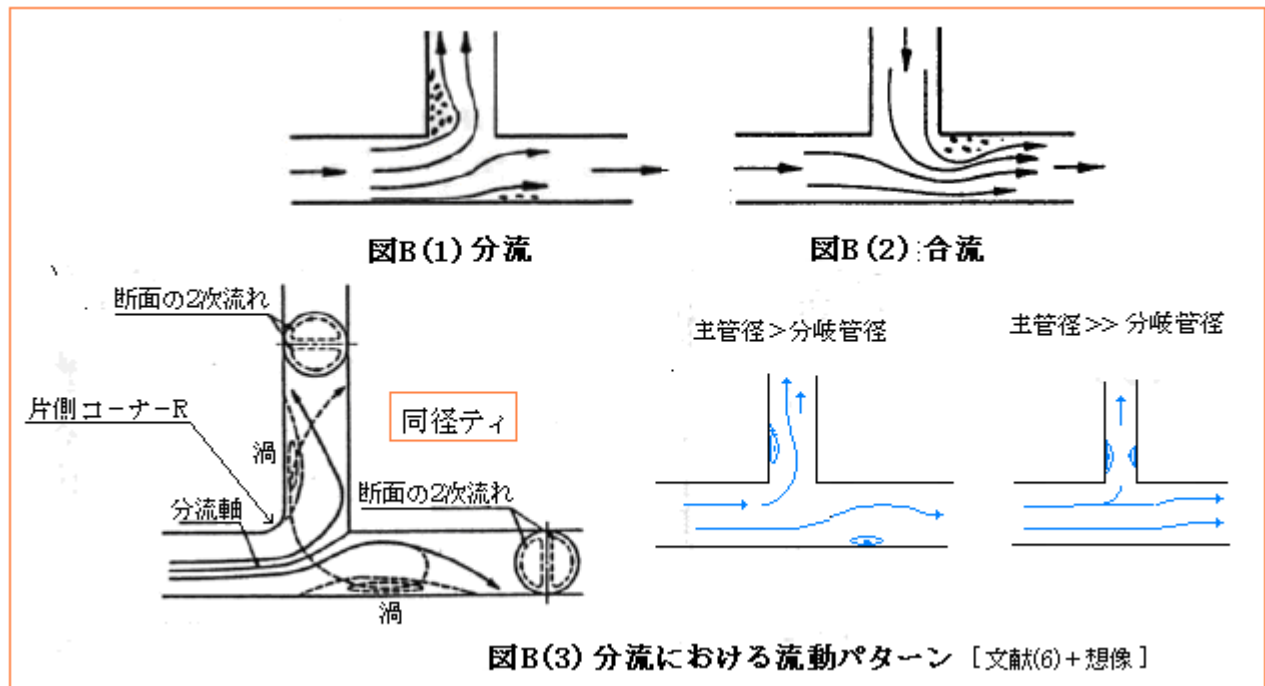
$$\therefore K_{ij}^* = K_{ij} (U_n/U_n^*)^2 - (U_i/U_n^*)^2 + (U_j/U_n^*)^2$$

ここで、 U_n^* は静圧ベースの圧損を計算するときの流速で、表 A2 の n にあたる。 U_n^* 、 U_n は決して同じでないので注意のこと。

【補足説明 B 分岐部における局所流れの拡散/干渉について】

マニホールド分岐部の流れ形態には分流と合流があり、図 B(1)(2)に示すように流線や剥離渦の現われ方には自ずと差異がある。そしていずれも分岐流れの多寡によって変化する。図 B(3)の左図は、片側にコーナー R を設けて分岐側に容易に流れるようにした場合であるが、ターン直後の左側の分岐壁寄りと主管下壁に大きな剥離渦ができ、断面に 2 次流れが起きる。この図は同径ティの場合を示しているが、異径ティになって分岐径が小さくなると中央の図のように 2 つの剥離渦

と2次流れは縮退する。更に分岐径が小さくなると、右の図のように剥離渦や2次流れは消えて、急縮流れ(ノズル流れ)に近づくと予想される。図B(3)は分流パターンであるが、合流パターンの場合も、主管の剥離渦の位置は分岐通過直後の上壁に移るものの、同じような傾向が予想される。



文献(5)は、[1.7~3.0 x 主管内径の短い分岐ピッチ]のマニホールドについて、図B(4)のようなデータを与えている。縦軸のディフューザ係数 η_d は分流に、ノズル係数 ϕ_n は合流に適用され、次のように隣接する分岐点間の静圧差を定義するものである。

$$P_{i+1} - P_i = (1/2) \eta_d (U_i^2 - U_{i+1}^2) \quad \text{or} \quad P_i - P_{i+1} = (1/2) \phi_n (U_{i+1}^2 - U_i^2)$$

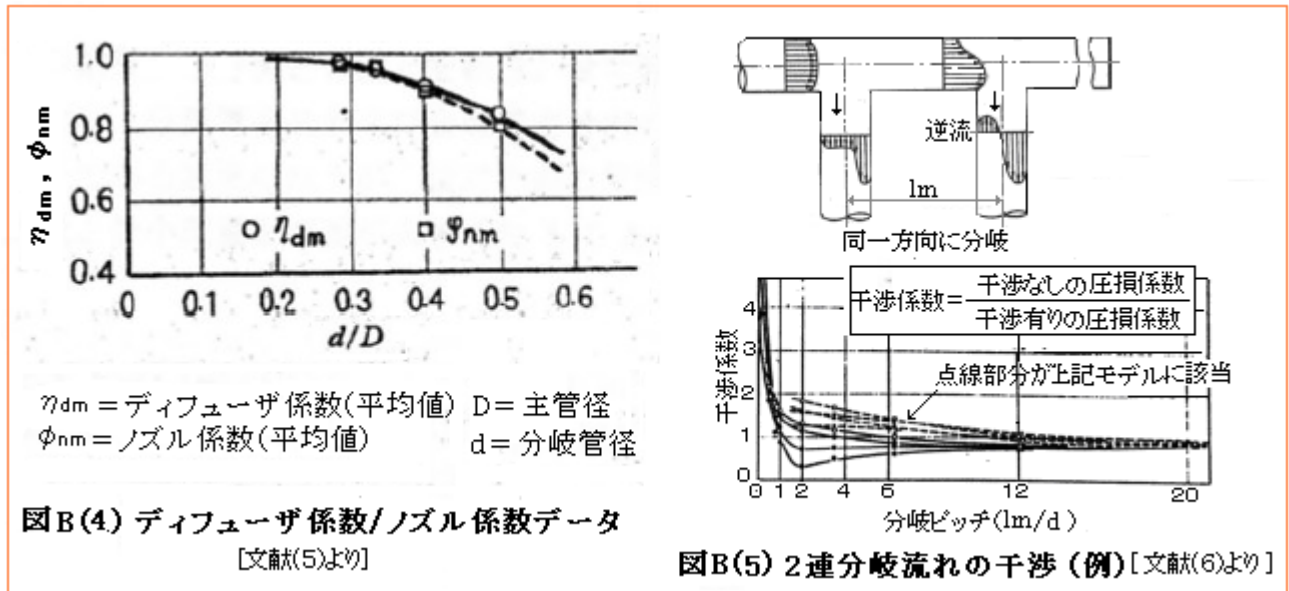
ここで、サフィックス $i, i+1$ → 分岐点 $i, i+1$ の直前を意味する。

隣接する分岐間隔が長い場合は、仮に図B(3)の左図のように流れが乱れても、次の分岐点に至るまでに均一な流れに回復できるので、 η_d, ϕ_n は1.0でよいと思われる。然るに分岐ピッチが短いと渦+2次流れによって拡散が不十分になり(流速が余り低下せず)動圧変化をセーブすることになると思われる。事実、図B(4)では η_d, ϕ_n とも1以下になっている。また図B(3)では分岐管径 d が小さくなるにつれ渦+2次流れが縮小していくが、図B(4)でも d/D が小さくなるにつれて η_d, ϕ_n は1に近づいてゆく(十分拡散するようになる)。

以上はTS作成者の推論である。JSME技術資料⁽⁴⁾ではディフューザ係数を、分岐管の直上を流れが通過するときの圧損係数(表A1の K_{12})相当と解釈している。そうであればこの係数は長い分岐ピッチの場合にも適用できることになる。確かに η_d に K_{12} の影響は含まれていると思うが、それだけでは不完全な気がする。ディフューザ係数とノズル係数は**拡散不十分+分岐通過圧損**をカウントしたものと考えるのが妥当ではないかと思う？

拡散の不全とともに、短いピッチの多連分岐には**流れ干渉**が現れる。図B(5)にその例を示す。分岐ピッチが短くなるにつれ干渉係数がアップして、分岐側圧損係数?が低下する。しかし実際の計算ではこの干渉係数は考慮されていないのが実状と思う。データが確定的でないということも

あると思うが、考慮しない方が安全側という見方もあるのかもしれない。



なお、拡散不全/流れ干渉に関連して、分岐ピッチの長短をどう判断するのか? という問題が残る。前述のように文献(5)は分岐ピッチ $< (1.7 \sim 3)d$ の範囲で実験しているが、分岐ピッチと係数の関係は示されていない。ただ、実際設備の (d/D) 比は 0.5 程度が限度になると思われるので、係数は 0.8 以上になる。その場合、仮に係数を 1 として計算してもそれほど深刻な誤差になるとは思えない。一応、次の目安で判断したらどうだろうか?

分岐ピッチ $< 5d \rightarrow$ 短い分岐ピッチ

【 補足説明 C 分岐流量分布の傾向 】

下図の分配システムモデルにおいて、任意の分岐点の圧損・流量関係は次のようになる。

$$\begin{aligned} \Delta P &= (1/2) \rho (K_{13} - 1) U_1^2 + (1/2) \rho (K_{34} + 1) U_3^2 = (1/2) \rho (K_{13} - 1) (Q_1/A)^2 + (1/2) \rho (K_{34} + 1) (Q_3/A_b)^2 \\ &= \{ \rho / (2A^2) \} \{ (K_{13} - 1) (Q_1/Q_3)^2 \} Q_3^2 + \{ \rho / (2A_b^2) \} (K_{34} + 1) Q_3^2 \\ &= \{ \rho / (2A^2) \} \{ [(K_{13} - 1) (Q_1/Q_3)^2] + m^2 (K_{34} + 1) \} Q_3^2 \\ &= \{ \rho / (2A^2) \} \{ K_{13}' + m^2 (K_{34} + 1) \} Q_3^2 = \{ \rho / (2A^2) \} K_{14} Q_3^2 \\ K_{13} &= 1 - \{ 0.34 + 2(r/d_3) + 0.5/m \} (Q_3/Q_1) + \{ 0.5 - 2.4(r/d_3) \} m^2 + \{ 0.62 + 2.4(r/d_3) \} / m^2 (Q_3/Q_1)^2 \\ K_{13}' &= - \{ 0.34 + 2(r/d_3) + 0.5/m \} (Q_1/Q_3) + \{ 0.5 - 2.4(r/d_3) \} m^2 + \{ 0.62 + 2.4(r/d_3) \} / m^2 \\ K_{34} &= K_b + \lambda (L_b/d_b), \quad K_{14} = \{ K_{13}' + m^2 (K_{34} + 1) \} \end{aligned}$$

$\{ \rho / (2A^2) \} = 1/C$ において、この式を変形すると、分岐流量 Q_3 が得られる。

$$Q_3 = \{ C \Delta P / K_{14} \}^{0.5} \quad \text{----- (a1)}$$

ここで Q = 流量、 ΔP = 分岐側圧力差 (= $P_1 - P_a$)、 P_1 = 分岐点直前静圧、 P_a = 分岐側終端静圧

K_{13} = 上流主管からの分岐ターン部の圧損係数(伊藤の式、 Q_1 ベース)

K_{13}' = 上流主管からの分岐ターン部の修正圧損係数(Q_3 ベースに変更)

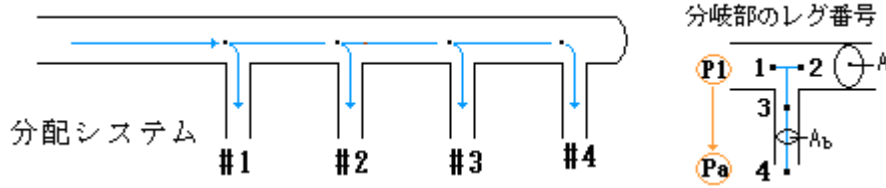
K_{34} = 分岐管部分の圧損係数(Q_3 ベース)、 K_{14} = 分岐側トータル圧損係数(Q_3 ベース)

K_b = 管以外の分岐管構成要素の圧損係数、 λ = 分岐管の摩擦損失係数、

A = 主管流れ断面積、 A_b = 分岐管流れ断面積、 ρ = 密度、 m = 面積比 (= A/A_b)、

r=分岐ティのコーナ R、 d₃=分岐側ティ内径、 d_b=分岐管内径、 L_b=分岐管長さ
 C=定数(2A²/ρ)、 サフィックス 1,2,3,4→レグ番号

[伊藤式については別途 TS[FE-14-RP-006 分岐管の圧力損失計算(Blevins ベース)]参照のこと]



トータル圧損係数 K₁₄ は流量比(Q₁/Q₃)をパラメータに含むが、面積比mに支配されて流量比の影響は少ない(事実、文献資料では K₁₄=一定で扱うことがある)。従って Q₃は圧力差ΔP の平方根だけに依存する傾向がある。摩擦損失ΔP_fが軽微である間は、ΔP の増分は実質的に分岐管前後の動圧の増分即ち(1/2) ρ (U₁²-U₂²)とみてよく、分岐番号が進むにつれて増加してゆくので、結局、分岐番号が進むにつれて分岐流量 Q₃は増加する(盲端に向かうにつれて Q₃は増加してゆく)ことになる。

説明だけではわかりにくいので、次の例で計算してみる。

分岐本数 n = 4 本、 A/(nA_b) = 1 として m = (A/A_b) = 4、 r = 0(R なし)、 K₃₄ = 0.1

$$K_{14} = -\{0.34 + 0.5/4\}(Q_1/Q_3) + [0.5 \times 4^2 + 0.62/4^2] + 4^2(0.1 + 1) = -0.465(Q_1/Q_3) + 25.63$$

当初、分岐流量は全て同じとする。計算結果は、

分岐ライン番号	流量比(Q ₁ /Q ₃)	修正圧損係数 K ₁₄	分岐流量 Q ₃
# 1	4	23.77	0.205(CΔP ₁) ^{0.5}
# 2	3	24.24	0.203(CΔP ₂) ^{0.5}
# 3	2	24.70	0.201(CΔP ₃) ^{0.5}
# 4	1	25.17	0.199(CΔP ₄) ^{0.5}

平均値からの偏差は±1.5%であるから、Q₃の係数値はあまり偏りがなく一定に近い。各分岐のΔPを代入してQ₃値を求め、その結果を用いて更にΔP、Q₃を計算し、Q₃値が収束するまで反復すればよいが、ΔPの偏奇量が少ないので、ΔP、Q₃が大きくぶれることはなく、ΔP₄>ΔP₃>ΔP₂>ΔP₁の傾向が維持されるので、Q₄>Q₃>Q₂>Q₁の傾向は弱まるものの、流量尻上がりの傾向はほぼ保たれると予想される。この傾向は面積比mが大きくなるにつれ顕著になる。

【 補足説明 D マニホールドの動圧低下による静圧増加と摩擦損失の関係 】

分配マニホールドの (i-1)番目と i番目の分岐点について、ベルヌーイ式は次の通り。

$$P_{i-1} + 0.5 \rho U_{i-1}^2 = P_i + 0.5 \rho U_i^2 + 0.5 K_{12} \rho U_i^2 + 0.5 \{ \lambda (L/D) \} \rho U_i^2$$

(記号は補足説明 B に類似、記号説明割愛)

分岐点通過圧損係数 K₁₂は通常小さいので無視し、λ(L/D)=K_fとおくと、

$$P_i - P_{i-1} = -0.5 \rho (U_i^2 - U_{i-1}^2) - 0.5 K_f \rho U_i^2 > 0$$

$$(U_{i-1}^2 - U_i^2) - K_f U_i^2 > 0 \text{ -----(d1)}$$

の時に P_i>P_{i-1}、すなわち下流側の分岐点の静圧の方が上流側より高いという逆転現象がおきる。

ここで、分岐本数を n 本とし、分岐流量が等しいとすると

$$(U_{i-1}^2 - U_i^2) = \{2(n-i) + 1\} / n^2 U_0^2, \quad K_f U_i^2 = \{(n-i)/n\}^2 U_0^2 \quad [i = 1, 2, 3, \dots, (n-1)]$$

になるから、(d1)の左辺を δ_i とおけば、

$$\delta_i = \left[\frac{2(n-i)+1}{n^2} - K_f \left\{ \frac{(n-i)}{n} \right\}^2 \right] U_0^2 = \delta_i' U_0^2$$

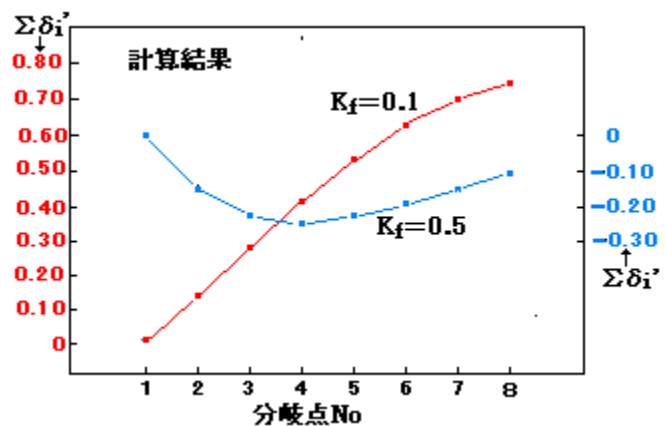
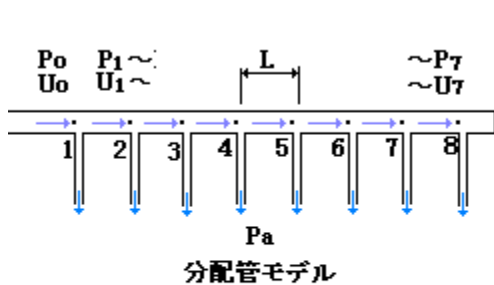
任意分岐点の静圧の増減 δP は、その位置までの分岐点の δ_i' の累積に 0.5ρ を乗じたものとなる。

$$\delta P = \Sigma \left[\frac{2(n-i)+1}{n^2} - K_f \left\{ \frac{(n-i)}{n} \right\}^2 \right] \cdot (0.5\rho U_0^2) = \Sigma \delta_i' \cdot (0.5\rho U_0^2) \quad [1 \sim (i-1) \text{ まで累計}]$$

ここで、 $n=8$ (8本分岐)について $\Sigma \delta_i'$ を計算すると次のような結果になる。

		i=1	i=2	i=3	i=4	i=5	i=6	i=7
$K_f=0.1$	δ_i'	0.138	0.147	0.133	0.116	0.095	0.072	0.045
	$\Sigma \delta_i'$	0.138	0.285	0.418	0.533	0.629	0.700	0.746
$K_f=0.5$	δ_i'	-0.148	-0.078	-0.023	0.017	0.039	0.047	0.039
	$\Sigma \delta_i'$	-0.148	-0.227	-0.250	-0.233	-0.194	-0.148	-0.108

例えば $i=2$ は、実質的には分岐点 No.3 に一つ繰り上がるので注意のこと。



計算結果を上図(右)に示す。 $K_f=0.1$ の時は、摩擦損失が少ないため [動圧減少→静圧増加] が効いて、戻上がりに分岐点の静圧が増加している。 $K_f=0.5$ の時は摩擦損失が多いため [動圧減少→静圧増加] が効かず、分岐点の静圧が下降するが、分岐点 4 ($i=3$) から、[動圧減少→静圧増加] が効きはじめて、徐々に回復に転じる。

また、 $\lambda=0.015$ とすれば、 $K_f=0.1 \rightarrow L/D=6.7$ 、 $K_f=0.5 \rightarrow L/D=33.3$ である。分岐ピッチ L が短いと静圧は上昇するが、分岐ピッチが長いと静圧は下降傾向になる。

なお、上記の結果は分岐流量が全て等しいとした時のものである。実際は $K_f=0.1$ のように、分岐が進むに連れて主管の静圧が上昇して分岐流量も増えてゆく。それによって主管の流量がダウンして [動圧減少→静圧増加] が加速され、摩擦圧損の方の減少と相俟って上記のグラフよりもやや上がり勾配が増した状態で収束(バランス)すると思われる。一方 $K_f=0.5$ では、はじめ圧力が減じ始めるので同様の経過を経てやや下がり勾配が増した状態で落ち着くと思われる。ただ、分岐流量は圧力差の $\sqrt{\quad}$ であるから、主管の静圧分布より緩やかな勾配になるはずである。

【 補足説明 E 流量配分不良の影響について】

流量配分不良(偏流)の許容値については、プロセス機器で Max. 5% という基準が用いられることがあるようだが、それ以外の情報は見当たらない。正攻法で議論すれば、その機器固有の性能に係わるので、一般論的な議論には行き止まりがあるようだ。ここでは 参考のために HTFS 技術シート⁽¹⁾ の

空冷熱交に関する記述を紹介しておく。

4. 流量配分不良を償うために追加を要する空冷熱交の伝熱面積は、必要熱有効度(the required thermal effectiveness)に大きく依存している。これは、

$$(\text{流体または空気の温度変化}) \div (\text{流体と空気の入口温度差}) = \Delta T / (T_{fi} - T_{ai})$$

として定義される。凝縮を伴わない冷却であれば熱負荷に対する温度線図は Fig.4 のようになる。

通常、空気の熱有効度は 50% の域にある。[プロセス流体の出口温度 < 空気の出口温度] すなわち [プロセス流体の熱有効度 + 空気の熱有効度 > 1] の場合に生じる 温度クロス が必要になるなら、その配分不良の結果は深刻といえる。

Muller(1977)は、空気の完全配分(均一流量?)という仮定のもとでプロセス流体/空気の流量と入口の温度を与えて、プロセス流体の配分不良によってもたらされる熱負荷の減少量を見積もる方法を提案している。これによれば、もし2つの流体の出口温度が等しいなら、プロセス流体の 60% が管束の半分のチューブを通過し、40% が残りの半分のチューブを通過するとして、約 1% の熱負荷の減少になることがわかる。もしプロセス流体の熱有効度が 90%、空気の熱的有效度が 50% 必要なら、配分不良による熱負荷の減少は 2%、即ちプロセス流体の熱有効度としては実際には 88% にとどまる。Muller はまた空気の配分不良も扱っているが、プロセス流体の配分不良よりも性能ロスに与える影響が大きいとしている。

もし熱交換によって単一成分の凝縮を行うのであれば、これは等温伝熱であり高温流体の熱効率は何れもゼロである。この場合、出口ヘッダは凝縮分だけを輸送し排出すればいいので余裕がある。しかし入口管路におかれた制限オリフィス類(restricted system)は2つの理由でトラブルになり易い。まず第一に、配管の圧力降下によってチューブの飽和温度を低下させコンデンサ内の温度差を減少させる。第二に、ベーパーは殆どの場合ガスフリーではないので、配分不良によって 最も外縁にあるチューブに冷ガス(非凝縮性ガス?)が集積して淀みゾーンが形成され、伝熱の有効面積が減少する。

熱交の伝面を増やすよりマニホールド/ヘッダの流路断面積を増やす方が、たとえわずか 1% の増加が必要であっても、明らかに経済的である。それ故、管路のサイジングは重要である。

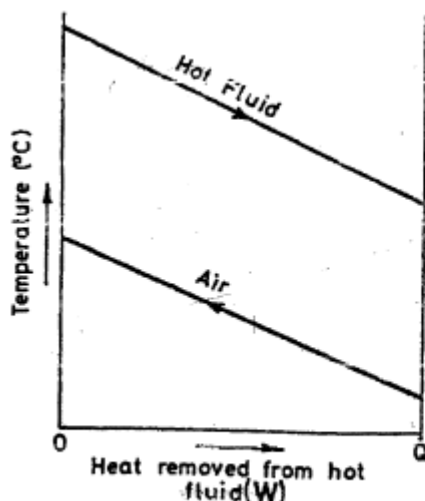


Fig.4 空冷式熱交の典型的な温度-熱負荷ダイヤグラム

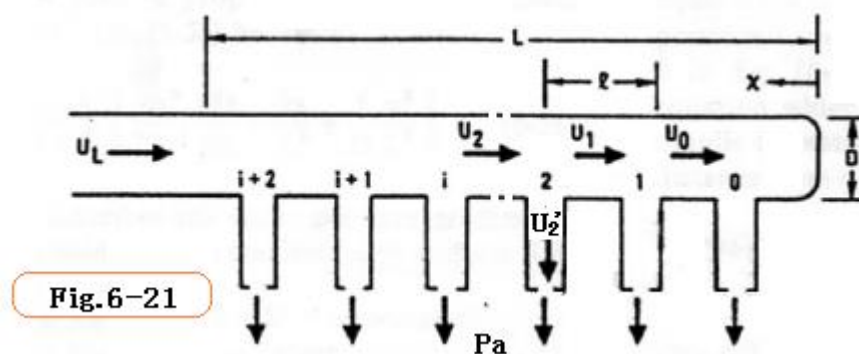
本稿で引用される文献

"An Inquiry of selected topics on Heat Exchanger design"
by Muller, A. C(1977)
(Solar and Nuclear Heat transfer, A.I. Ch. E. Symp. Series,
Vol.73. No164 pp.273-87)

【 補足説明 F 連続分岐による近似および均一流量配分の設計指標 】

(1) 実際の配分システムでは、ある間隔でスポット的に分流/合流が繰り返されるが、分岐本数が多くなるにつれ、マニホールド軸に沿って連続した分流/合流に漸近してゆく。この連続分岐の仮定は、関数論で主管流れを扱うことができ便利である。実際の主管流れと比較してもそれ程の違和感はないようだ。

連続分岐に基づく流量配分については、JSME 技術資料⁽⁴⁾で議論されているが少し細かすぎる。ここでは、Blevins のテキスト⁽⁵⁾にある概説の内容を紹介する。なお茶色の着色部分は TS 作成者が補足/追加した部分である。



まず分配マニホールドについて。基本的には、

$$\text{主管エネルギー式： } P_i - P_{i-1} = 0.5 \rho U_i^2 K_i - 0.5 \rho (U_i^2 - U_{i-1}^2) + 0.5 \rho U_{i-1}^2 (f_{i-1} l_{i-1} / D) + \rho g (Z_{i-1} - Z_i) \quad \text{-----(f1)}$$

$$\text{分岐周り連続式： } U_i D_i^2 = U_{i-1} D_{i-1}^2 + U_i' D_i'^2 \quad \text{----- (f2)}$$

$$\text{分岐管流速： } U_i' = F [(P_i - P_a), K_i', U_i] = C [(P_i - P_a) / K_i]^{0.5} \quad \text{----- (f3)}$$

が成立し、これらを解くことで、任意の分岐廻りの流量、圧力が得られる。

これらの関係は分岐流量が分散している時のものがあるが、分岐本数が増え分岐ピッチが狭くなると、分岐流量はマニホールドに沿って連続的に流失していると考えても不都合はない。その場合(f1)式は、

$$dP/dx = -(1/2) \rho \{d(U^2)/dx\} + (1/2)(f/D) \rho U^2 \quad \text{----- (f4)}$$

[但し、分岐点通過圧損係数 K_i は軽微につき無視している。また位置レベルの変化も無視する。]

また、流速 U は次式で表わされる。

$$U = U_L (A_L / A) (x / L) \quad \text{----- (f5)}$$

ここで U, A は位置 x での流速, 断面積で、 U_L, A_L はそれぞれ $x=L$ (マニホールド入口) における流速, 断面積である。(f5)を(f4)に代入し、更に $A = \pi D^2 / 4$ として、

$$dP/dx = 1/2 \rho (U_L A_L / A)^2 \{ 4 x^2 / (DL^2) \} (dD/dx) - 2x/L^2 + (f/D)(x^2/L^2) \quad \text{----- (f6)}$$

(f6)式は、均一な分岐流量を仮定した場合のマニホールド内の非圧縮性流れの静圧勾配を表わす式である。

断面積 A が一定であるとすれば、この式を解いて任意位置 x における静圧 P は、

$$\text{乱流のとき： } P = P_L - (\rho U_L^2 / 2) [x^2 / L^2 - 1 + \{fL / (3D)\} (1 - x^3 / L^3)] \quad \text{----- (f7)}$$

$$\text{層流のとき： } P = P_L - (\rho U_L^2/2) \{f_L L/(2D) - 1\} (1 - x^2/L^2) \quad \text{-----}(f8)$$

ここで、 P_L =マニホールド入口静圧(Pa)、 U_L =マニホールド入口流速(m/s)、 ρ =密度(kg/m³)

f =乱流における摩擦損失係数(-)、 f_L =層流におけるマニホールド入口の摩擦損失係数(-)

D =マニホールド内径(m)、 L =マニホールド長さ(m)、 x =位置(m)

以上の(f4)~(f8)式は、分岐本数が多く分岐流量が均一であるときに適用できる。

(f7)(f8)式は、摩擦圧損係数 fL/D によって、マニホールドに分布する静圧が昇降することを示している。

- ・長いマニホールドで $fL/D \gg 1$ の時：流れが末端に進むにつれて摩擦損失が効いて静圧はダウン
- ・短いマニホールドで $fL/D \ll 1$ の時：摩擦損失が余り効かず、流れが進むにつれて静圧はアップ

$x = 0$ とおけば、マニホールド出口~盲端の差圧が得られる。

$$\text{乱流のとき： } P_0 - P_L = (\rho U_L^2/2) [1 - \{fL/(3D)\}] \quad \text{-----}(f9)$$

$$\text{層流のとき： } P_0 - P_L = (\rho U_L^2/2) \{1 - f_L L/(2D)\} \quad \text{-----}(f10)$$

この差圧はマニホールド径 D をアップして流速 U_L を下げるか、摩擦項 fL/D を増加すれば、低減できる(動圧減少分の静圧上昇が抑制されて)。差圧が少ないと流量の配分偏差は抑えられる(D の影響は矛盾するが、流速低減の方が効く)。

(2) 次に集合マニホールドについて。モデルは、Fig.6-21の流れ方向(→)を逆向きに変えたもの。

故にエネルギー保存式は、(f4)式の右辺第2項の符号を変えて、

$$dP/dx = -(1/2) \rho \{d(U^2)/dx\} - (1/2)(f/D) \rho U^2 \quad \text{-----}(f11)$$

この式を解いて、任意の位置 x における静圧 P は、

$$\text{乱流のとき： } P = P_0 - (\rho U_L^2/2) [x^2/L^2 + \{fL/(3D)\} \{x^3/L^3\}] \quad \text{-----}(f12)$$

$$\text{層流のとき： } P = P_0 - (\rho U_L^2/2) \{1 + f_L L/(2D)\} \{x^2/L^2\} \quad \text{-----}(f13)$$

ここで P_0 =マニホールド盲端($x=0$)の静圧(Pa)、他の記号は前に同じ。

なお、上式で $x=L$ とおけば、マニホールド出口~盲端の差圧が得られる。

$$\text{乱流のとき： } P_0 - P_L = (\rho U_L^2/2) [1 + \{fL/(3D)\}] \quad \text{-----}(f14)$$

$$\text{層流のとき： } P_0 - P_L = (\rho U_L^2/2) \{1 + f_L L/(2D)\} \quad \text{-----}(f15)$$

この差圧はマニホールド径 D をアップして流速を下げるか、 fL/D を低減すれば最小化できる。差圧が少ないと、流量の配分偏差は抑えられる(D の影響は矛盾がない)。

Table 6-12 均一流量配分を狙った分配マニホールド設計指標 (文献(2))

方法	層流域 $U_L D_L / \nu < 2000$	乱流域 $U_L D_L / \nu \gg 4000$
①	$2.8 \left(\frac{A}{A_b} \right)^2 \gg 1$ $5.0 \left(\frac{D}{f_L L} \right) \left(\frac{A}{A_b} \right)^2 \gg 1$	$2.8 \left(\frac{A}{A_b} \right)^2 \gg 1$ $7.7 \left(\frac{D}{f_L} \right) \left(\frac{A}{A_b} \right)^2 \gg 1$ <p style="text-align: right;">Ref. 6-119</p>
②	$\frac{A}{A_L} = \left(\frac{x}{L} \right)^\alpha$ <p>但し $\alpha = 1 - \frac{f_L L}{4D_L}$ $f_L = 64\nu / (U_L D_L)$</p>	$\frac{A}{A_L} = \left\{ \left(1 + \frac{f_L}{D_L} \right) \left(\frac{x}{L} \right)^{1/2} - \frac{f_L}{2D_L} \left(\frac{x}{L} \right) \right\}^2$ <p>但し $f =$ 主管長手で一定とする(Ref.119) f が変化するときの解については Ref.6-117, 6-119 参照のこと</p>
③	<p>主管内の静圧分布状況</p> $p = p_L - \frac{\rho U_L^2}{2} \left(\frac{f_L L}{2D} - 1 \right) \left(1 - \frac{x^2}{L^2} \right)$	<p>主管内の静圧分布状況</p> $p = p_L - \frac{\rho U_L^2}{2} \left[\frac{x^2}{L^2} - 1 + \frac{f_L}{3D} \left(1 - \frac{x^3}{L^3} \right) \right]$ <p>但し $f =$ 主管長手で一定とする(Ref.119) f の変化を免ずる表現については Ref.6-117, 6-119 参照のこと</p>
<p>記号説明: $A =$ 主管の流路断面積 (m^2)、$A_b =$ 全分岐管の流路断面積の合計 (m^2) $D =$ 主管内径(水力径)(m)、$L =$ 主管の分岐域の長さ(m) - Fig.6-21参照 $x =$ 主管盲端からの距離(m)、$p =$ 静圧(Pa)、$U =$ 主管流速(m/s) $f =$ 乱流域の摩擦損失係数(-)、$f_L =$ 層流域の摩擦損失係数(-) $\rho =$ 密度 (kg/m^3)、$\nu =$ 動粘度 (m^2/s)、添字L → 主管(マニホールド)入口</p>		

(3) 以上の連続分岐の解は、幾つかの設計的なヒントを与えてくれる。均一流量配分を得るための方法を Table6-12(Fig.6-21 ベース)に示す。表では次の3つの方法が提案されている。

① マニホールド径のアップ:

マニホールドを定圧タンクで扱えるほどに大きくする。その場合、分岐流れはノズル流れでモデル化でき、減速/摩擦による主管の静圧変化も減少(→偏流の減少)

② マニホールドのテーパ管化:

マニホールドをテーパ管にすることで、流速を均一化して圧力分布を減じる(→偏流の減少)。

③ 各分岐ノズルの長さ/径の調節:

主管の静圧分布に合わせて分岐側の流体抵抗を加減して直接、分岐流量を均一にする。

①については、主管と分岐管合計の面積比(A/A_b)をどこまでアップしたらかという話しになる。導入過程はわからないが、指標として $2.8(A/A_b)^2 \gg 1 \rightarrow (A/A_b)^2 \gg 0.357$ が与えられている。しかし、 \gg 表示なので、 $>$ 表示(限界表示)で不等式がどうなるのか、検討がつかない。本文の図6では、 $(A/A_b)^2 > 2 \rightarrow$ 均一流量 になっている(通常的设计では、 $(A/A_b)^2 = 0.5 \sim 1$)にされることが多い。なお主管径が分岐管径に比べて十分大きいなら、主管か分岐管にターンする時の圧損係数はティ分岐の式ではなく、入口ノズル(急縮小)の式を使うべきと思われる。

②は主管径を変え主管内流速すなわち動圧を一定に保って静圧変化を排除するもの。(f6)式において

$dp/dx=0$ において、指標の(A/A_L)式が得られている。テーパ管は鋼板を巻いて、比較的簡単にできるのかも知れない。また完全なテーパ管にはならないが、要所にレデューサを挿入しても模擬できる。

③は個々の分岐管の圧損係数を調整して受身の対応をするもの。指標として主管の圧力分布式(f7)(f8)がそのまま与えられている。実際は配管をいじるより、むしろ調節弁かオリフィスを用いることになると思う。

①②③は、分配マニホールドを対象にしているが、集合管についても同様になると思われる。

(4) 前述の如く文献(4)にも連続分岐の近似式とその展開が示されている。内容的には殆ど差異がないと思われるが、ただ一点、有意な相違がみられる。即ち(g)式に対し、文献(4)は

$$dP/dx = -(1/2)(2 - \alpha_c) \rho \{d(U^2)/dx\} - (1/2)(f/D) \rho U^2 \quad (\alpha_c = \text{局部の速度比で } 0 \sim 0.8)$$

となる。(g)式の右辺第1項に、係数(2 - α_c)が乗じられている。この相違は詰まるところ、主管流れの分岐点通過圧損を無視するか否かと思われる。文献(2)は無視し文献(4)は無視しない。

【 補足説明 G マニホールドへの配管接続における局所流れ対策 】

(1) 分岐部の局所流れ問題は上流/下流配管とマニホールドの接続部分にも起きる。即ち

分配マニホールド軸に直交して接続されるケースでは、流れは両側に直角にターンすることになり、マニホールド壁寄りに渦ゾーンができて、局部的に動圧が上昇する代わりに静圧が下がって近傍の分岐流量が減少する(局所的に偏流が起きる)。これを回避するには次のような措置が有効と思われる(具体的にはコンピュータ解析(CFD)によるスタディが望ましい)。

- ・配管レイアウトを変更して直交流入を直進流入に変える、
- ・コーナーRを大きくするか、大きく角落としをして渦を小さくする、
- ・管台(ノズル)の径を大きくして流入速度を落とし渦を小さくする、
- ・管台の左右にスペースをとって分岐点を遠ざける、etc.

また、ノズル直下の廻りに分岐管を設けるのは避けるべきと思われる(静圧+動圧がかかる)。

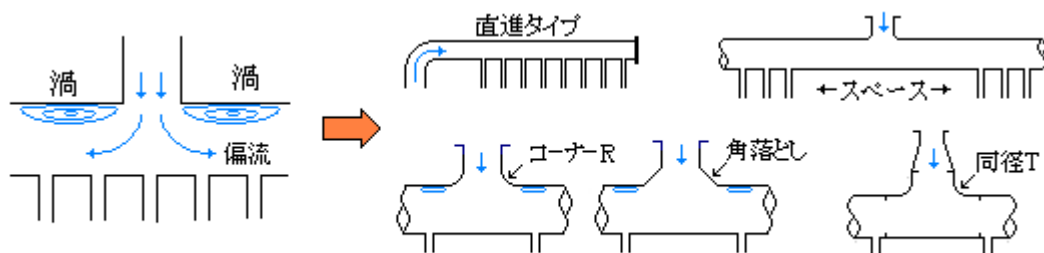
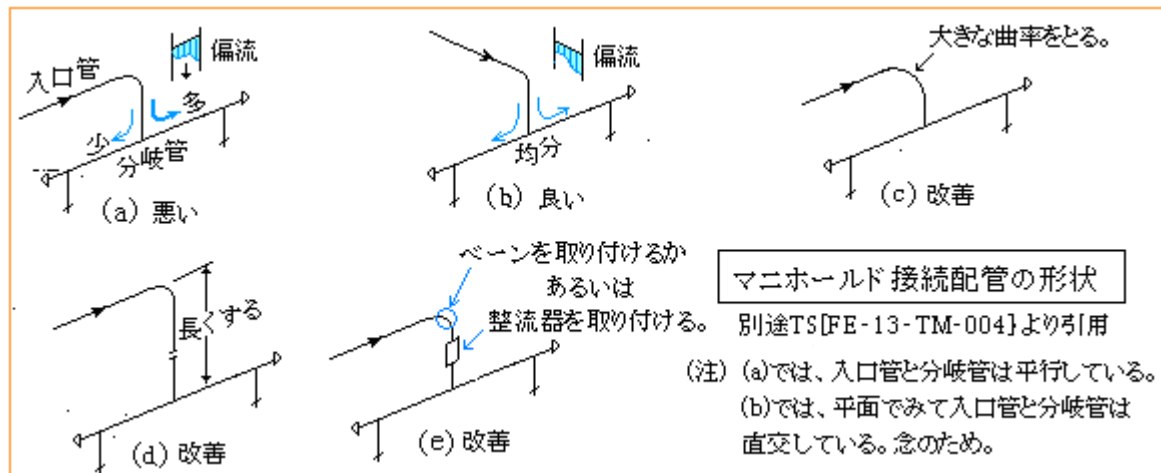


図4. 分配マニホールドノズルの渦(偏流)対策

(2) なおマニホールドに接続される配管の曲げ部分に生じる偏流も均一配分を阻害することがある。

下記にその改善策を記す。



引用文献)

- (1) AP7 : Header Flow Distribution (Single Phase)』 by R. A. Smith
(Heat Transfer and Fluid Flow Service 技術シート)
- (2) R. B. Blevins 「Applied Fluid Dynamics Handbook」 6.6.3 Manifolds
(Van Nostrand Reinhold Co.)
- 6-117. Berlamont, J., and A. Van der Beken, "Solutions for Lateral Outflow in Perforated Conduits," *ASCE J. Hydraulics Div.* 99, 1531-1549 (1973).
- 6-118. Hecker, G. E., et al., "Effect of Branch Spacing on Losses for Dividing Flow," *ASCE J. Hydraulics Div.* 103, 265-279 (1977).
- 6-119. Dow, W. M., "The Uniform Distribution of a Fluid Flowing Through a Perforated Pipe," *J. Appl. Mech.* 17, 431-438 (1950).
- 6-120. London, A. L., et al., "Oblique Flow Headers for Heat Exchangers," *J. Eng. Power* 90, 271-286 (1968).
- (3) D. S. Miller 「Internal Flow Systems」 (Second edition) (BHRA)、
5.7.4 Manifolds、あるいは 13.Dividing and Combining Flow
- (4) JSME 技術資料「管路・ダクトの流体抵抗」 4.9 分配管、4.10 集合管、例題 A-6～A-8
- (5) 「管寄せの分流および合流に関する研究」久保、植田 (JSME 論文 34 巻 268 号)
- (6) 「分岐する流れ」藤原、門、細川 (空気調和・衛生工学 54-12、55-1,2)
- (7) 「分岐・合流損失の理論及び損失公式」伊藤英覚