平成 24 年度経済産業省委託事業

# 平成24年度水素ネットワーク構築導管保安技術調査 (水素導管圧力解析調査)

## 調査報告書

平成 25 年 3 月

JFE エンジニアリング 株式会社

目 次

I.	調	査の	概要		1
	1.	事業	目的…		1
	2.	実施	亟体制⊷		1
	3.	調査	ē内容··		4
		3.1	事業四	內容	4
		3.2	実施フ	5法	4
	-0		»+ œ		_
II.	詞	金の	<b>結果</b>		5
	1.	予 偷	育検討…	14	5
		1.1	検討え		5
		1.2	既在の	Dカス導管圧力解析式	6
			1.2.1	Darcy-Weisbach の式	6
			1.2.2	摩擦係数の計算式(1) 一般式	7
			1.2.3	摩擦係数の計算式(2)大然ガスバイフライン用の式	
			1.2.4	摩擦係数の計算式(3)都市ガス中圧本支管の式	
		1.3	美機7	K素導官の流れ領域	
			1.3.1	流量の想定	
			1.3.2	官住の想正	
	0	- <b>-</b> -	1.3.3		
	Ζ.	中坦	「水茶」	L达訊駛設傭の袈作	
		2.1	基本1.	E体の検討	
			2.1.1	庄刀・温皮	
			2.1.2	管 任	
			2.1.5	官材科	
			2.1.4	111日文で	
			2.1.5	ブロク	20
			2.1.0	ルヘク ノ	27
			2.1.7	17 47 小 収 哺	27 72
			2.1.0	ハリノナクマク	
			2.1.9	/エンテー 1/L 単型 ローフ	20 28
			2.1.10	11 次11次7日	20 20
		22	 重十3Ⅲ枚	金 (本) (本) (本) (本) (本) (本) (本) (本) (本) (本)	20. م
		<i>L</i> . <i>L</i>	ロロバリ10 フク1	流量範囲	30
			2.2.1	オリフィス流量計レンジ	
			2.2.2	ネッシューン10世史ロ・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・	
			2.2.3		

		2.2.4	伝送器の配置	34
		2.2.5	測定値の精度	34
	2.3	試験	配管の特性値	37
		2.3.1	内径の実測	
		2.3.2	内面粗度の実測	
3.	圧	力損失	特性の測定	
	3.1	デー	タ整理方法	
		3.1.1	流量測定	
		3.1.2	流速とレイノルズ数	42
		3.1.3	摩擦係数	42
		3.1.4	摩擦係数計算式との比較	42
	3.2	窒素	流送時の直管圧損	43
		3.2.1	試験条件	43
		3.2.2	流量-圧損特性	45
		3.2.3	レイノルズ数-摩擦係数特性	47
	3.3	水素	流送時の直管圧損	49
		3.3.1	試験条件	49
		3.3.2	流量-圧損特性	51
		3.3.3	レイノルズ数-摩擦係数特性	54
		3.3.4	直管圧損に関する考察	57
	3.4	エル	ボの圧損	59
		3.4.1	測定値のまとめ	59
		3.4.2	既往のデータとの比較	61
4.	中原	王水素	圧力解析式の導出・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・	62
	4.1	圧力	解析式の基本形	62
	4.2	摩擦	係数の簡易式	63
	4.3	圧力	解析式のまとめ	67
	4.4	各種	因子による誤差評価	68
		4.4.1	管の曲がり	68
		4.4.2	管の内径	69
		4.4.3	管の内面粗度	71
		4.4.4	水素ガスの粘度	72
		4.4.5	水素ガスの圧縮係数	73
		4.4.6	影響因子のまとめ	74
5.	総	括…		75

## Ⅲ. 添付資料

1.	試験設備の系統図(P&ID)76
2.	試験設備の写真79

## I. 調査の概要

#### 1. 事業目的

平成 21 年 7 月の総合資源エネルギー調査会都市熱エネルギー部会において「低炭素社会におけるガス事業のあり方」についての政策提言がなされ、「省 CO<sub>2</sub>を図りつつ安定的なエネルギーの供給を確保するためには(中略)二次エネルギーとして将来的に水素を活用することが重要」であり、

「水素ステーションを起点に水素パイプラインを通じて水素を供給できるようなネットワーク(ロ ーカル水素ネットワーク)を構築していくことが重要な課題」と提起されている。

また、平成23年1月に国内の自動車メーカー及び水素供給事業者13社が水素を燃料とする燃料 電池自動車(FCV)の2015年国内市場導入と、これを可能とする水素供給ステーションの先行整 備について共同声明を発出し、現在、その取り組みが進められている。

しかしながら、水素のパイプライン供給に関しては、過去に水素供給に関連する調査事業として、 地方都市ガス事業天然ガス化促進対策調査「水素供給システム安全性技術調査事業」(平成 17 年~ 平成 19 年)及び「水素漏えい検知技術調査事業」(平成 18 年~平成 20 年)等がなされてきたが、 保安の確保、安定供給、経済性全般に渡る系統的、網羅的な検討はなされていない。

そこで本「水素ネットワーク構築導管保安技術調査事業」では、一般需要家向けの水素のパイプ ライン供給に際して、保安確保のために必要となる導管等のガス工作物について、そのネットワー クとしての運用にかかる安全基準や工法等の具体的措置を明確化するため、これに有用な基盤技術、 知見を整理し、ガス事業法の技術基準等の見直しに反映させることで、水素ネットワーク社会構築 における保安確保を図ることを目的とする。

#### 2. 実施体制

経済産業省では平成23年度より水素ネットワーク構築導管保安技術調査事業を開始し、2年度目 にあたる平成24年度調査事業では、全体が5事業に分割され、一般競争入札が実施された。JF Eエンジニアリング株式会社はそのうち「平成24年度水素ネットワーク構築導管保安技術調査(水 素導管圧力解析調査)」の事業を受託した。

本調査の遂行にあたっては、学識経験者、専門家、ガス事業者を代表する団体等から構成される 「水素ネットワーク構築導管保安技術調査特別専門委員会」の年度始め、年央、年度末の審議によ り、実施方針、進捗状況、ならびに成果取り纏めの確認が行われた。

図 2.1 に調査実施体制(全体関連図)、図 2.2 に調査実施体制(JFEエンジニアリング株式会社) を示す。また、表 2.1 に委員会の名簿を示す。







図 2.2 調査実施体制(JFEエンジニアリング株式会社)

委員長	岡崎 健	東京工業大学大学院 理工学研究科 機械制御システム専攻 教授
委員	粟飯原 周二	東京大学大学院 工学系研究科 システム創成学専攻 教授
	吉川 暢宏	東京大学 生産技術研究所 革新的シミュレーション研究センター 教授
	西村 寛之	京都工芸繊維大学大学院 工芸科学研究科 先端ファイブロ科学部門 教授
	井上 雅弘	九州大学大学院 工学研究院 地球資源システム工学部門 准教授
	菱沼 祐一	東京ガス株式会社 技術開発本部 基盤技術部長
	西川 秀昭	大阪ガス株式会社 理事 導管部長
関係者	堀越 裕太郎	経済産業省 商務情報政策局 保安課 ガス安全室 安全管理班長
	川原 佑介	経済産業省 商務情報政策局 保安課 ガス安全室
事務局		一般社団法人 日本ガス協会 技術開発部 燃料電池・水素グループ

表 2.1 水素ネットワーク構築導管保安技術調査特別専門委員会名簿

#### 3. 調査内容

#### 3.1 事業内容

三井化学産資株式会社が受託実施した「平成23年度水素ネットワーク構築導管保安技術調査(水 素導管圧力解析調査)」において、低圧水素パイプライン供給を適用対象としたした暫定圧力解析 式が次のとおり導出されている。本式は50Aポリエチレン管における実測データから導いたもので あるが、流量係数 *K<sub>h</sub>*を単純な流量の関数としているため、他の管径への適用には注意が必要であ る。

$$\Delta P = K_h \frac{Q^2 L}{D_c^5}$$

$$K_h = 7.56 Q^{-0.2}$$

$$\Delta P : E D 損失 [Pa]$$

$$K_h : 水素流量係数 [-]$$

$$Q : 流量 [Nm^3/h]$$

$$L : 管長 [m]$$

$$D_c : 管内径 [cm]$$

平成 24 年度は、水素ネットワークの効率的な導管網形成が実現できるように、想定する供給圧 力を都市ガスの中圧域まで高め、中圧水素パイプライン供給に適合した圧力解析式を導き出すため の調査を実施することとした。

## 3.2 実施方法

(1) 予備検討

検討対象とする実機水素導管のイメージを具体的に設定した。また、中圧~高圧領域におけ る天然ガスおよび都市ガスを中心に、既存のガス導管圧力解析式を調査し、それぞれの適用範 囲や特性について整理した。それらをもとに、ここで導出する水素圧力解析式の適用対象を明 確化するとともに、試験設備の設計根拠を示した。

(2) 中圧水素圧送試験設備の製作

平成 23 年度事業の低圧水素圧送試験設備を踏まえ、1 MPaG 程度までの水素を安定して送出 できる試験設備を設計製作した。設備の設置場所は、JFEエンジニアリング(株) 津製作所 構内である。

(3) 水素圧力損失の測定

上記で製作した中圧水素圧送試験設備を用いて、管径(3とおり)、圧力(4とおり)、および流量(10~20とおり)を変化させて、中圧域の圧力損失を測定した。

#### (4) 中圧水素圧力解析式の導出

測定された圧力損失特性データに基づき、中圧域で使用可能な水素圧力解析式を導出した。

## II. 調査の結果

## 1. 予備検討

#### 1.1 検討対象

本調査の目的は、近い将来の普及が期待される水素供給ネットワークにおいて、効率的な導管網構成を実現するため、水素導管に関する圧力解析手法を確立することにある。

ー概に水素導管といっても、その敷設目的や運用形態によって、様々な規模や仕様が想定される。 例えば表 1.1 および図 1.1 は、我が国における都市ガス導管の構成を示したものであり、水素導管 についても同様のクラス分けが考えられる。ここでは、近年、実証事業として整備が進みつつある 水素タウン等のエリア内において、比較的大規模な需要端と供給端を接続する幹線導管を検討対象 とする。具体的には、都市ガス中圧 A 導管に相当する位置づけを考える。

	運用圧力	代表口径	主な配管材料
高圧ガス導管	$1.0~{ m MPa}{\sim}$	~900A	鋼管(API)
中圧 A 導管	0.3~1.0 MPa	~750A	鋼管(SGP、STPY)
中圧 B 導管	0.1~0.3 MPa	~300A	鋼管、鋳鉄管、中圧 PE 管
低圧導管	$\sim$ 0.1 MPa	~200A	PE 管

表 1.1 都市ガス導管の区分



図 1.1 都市ガス供給網の概念図(出所:東京ガス)

## 1.2 既往のガス導管圧力解析式

#### 1.2.1 Darcy-Weisbach の式

+分に発達した円管内定常流の圧力損失は、一般に次の Darcy-Weisbach (ダルシー・ワイスバッ ハ)の式で表される。

$$\Delta P = \lambda \frac{L}{D} \frac{\rho u^2}{2} = 4f \frac{L}{D} \frac{\rho u^2}{2}$$
(1-1)
$$\Delta P : E D 損失 [Pa]
L : ライン長さ [m]
D : 管内径 [m]
\rho : 流体密度 [kg/m3]
u : 流速 [m/s]$$

 $\lambda$ : Darcy の摩擦係数(Friction Factor) [-]

f : Fanning の摩擦係数 (=  $\lambda/4$ ) [-]

ここでは、(1-1)式を次のように表現する。

$$-\frac{dP}{dx} = \rho F = \frac{4f}{D} \frac{\rho u |u|}{2}$$

$$P : ED [PaA]$$

$$x : 管軸方向座標 [m]$$
(1-2)

*F* : 流体単位質量あたり壁面摩擦力 [N/kg]

(1-2)式に、

$$u = \frac{W}{(\pi D^2 / 4)\rho} , \qquad \rho = \frac{P}{zRT}$$

$$z : 圧縮係数 [-]$$

$$R : ガス定数 [J/kgK]$$

$$T : 温度 [K]$$

を代入して、 $u \ge \rho$ をそれぞれ質量流量W[kg/s](ここでは、>0)と圧力P[PaA]に置き換える。

$$-\frac{dP}{dx} = \frac{32fW^2zRT}{\pi^2 D^5 P}$$
$$-PdP = \frac{32fW^2zRT}{\pi^2 D^5}dx$$

上式をライン入口1から出口2まで積分する。なお、ここではラインの高低差は考えない。

 P2
 :
 ライン出口圧力 [PaA]

 Rair
 :
 空気のガス定数 (286.9 J/kgK)

 G
 :
 空気に対する比重 [-]

さらに、

$$Q_{o} = \frac{3600W}{\rho_{o}} = 3600 \frac{z_{o}RT_{o}}{P_{o}}W = 3600 \frac{z_{o}T_{o}}{P_{o}} \frac{R_{air}}{G}W$$

$$Q_{o} : 標準状態体積流量 [Nm3/h]$$

$$T_{o} : 標準状態温度 (273.15 K)$$

$$P_{o} : 標準状態压力 (101,325 PaA)$$

$$\rho_{o} : 標準状態密度 [kg/Nm3]$$

$$z_{o} : 標準状態压縮係数 [-]$$

の関係から、標準状態体積流量と圧力損失の関係式を導くことができる。ここで、圧力の単位は [MPaA]とした。

## 1.2.2 摩擦係数の計算式(1) 一般式

#### (a) 層流

流れが層流の場合には、摩擦係数*λ*または*f*を与える式として、壁面せん断応力とせん断速度の 関係から解析的に次のような式を導くことができる。

$$\lambda = \frac{64}{Re} \quad , \quad f = \frac{16}{Re} \tag{1-4}$$

#### (b) 滑らかな円管内の乱流(部分乱流)

壁面近傍に形成された層流的な領域(粘性底層)における、せん断摩擦が支配的となる。Prandtl は、対数流速分布式に基づいて摩擦係数とレイノルズ数の関係を解析的に求め、式中の定数項を実 験で補正して次式<sup>\*1</sup>を導いた。この式はPrandtl-Karman(プラントル・カルマン)の式と呼ばれる。

$$1/\sqrt{\lambda} = 2.0\log\left(Re\sqrt{\lambda}\right) - 0.8 = 2.0\log\left(\frac{Re\sqrt{\lambda}}{2.51}\right)$$
(1-5)

 $(3.1 \times 10^3 < Re < 3.2 \times 10^6)$ 

<sup>\*1</sup> 本書で扱う対数は、全て常用対数である。

そのほか、滑らかな円管を対象とした実験式として、次のような式が知られている。

〇 Brasius の式  $(3000 < Re < 10^5)$ 

$$\lambda = 0.3164 R e^{-0.25} , \quad f = 0.079 R e^{-0.25}$$
(1-6)

〇 Nikuradse の式  $(10^5 < Re)$ 

$$\lambda = 0.0032 + 0.221 Re^{-0.237} , \quad f = 0.0008 + 0.05525 Re^{-0.237}$$
(1-7)

〇 Hermann の式  $(Re < 1.5 \times 10^5)$ 

$$\lambda = 0.0054 + 0.396 Re^{-0.3}$$
,  $f = 0.00135 + 0.099 Re^{-0.3}$  (1-8)

#### (c) 粗い円管内の乱流(完全乱流)

レイノルズ数の増大に連れて粘性底層の厚さは減少していくが、壁面の凹凸より相対的に小さく なると、管摩擦係数はレイノルズ数とは無関係に、内面粗さのみに依存するようになる。Karman-Nikuradse(カルマン・ニクラッチェ)の式は、(1-5)式と同様に、対数流速分布式から導かれる解析 式をもとに、定数項を実験で補正したものである。

$$1/\sqrt{\lambda} = 1.74 - 2.0\log\left(\frac{2k}{D}\right) = -2.0\log\left(\frac{k}{3.71D}\right)$$
 (1-9)

k : 管内面の絶対粗度(管内径 D と同じ単位)

ここで、一般的な鋼管について内面粗度 k の目安を以下に示す。

内面塗装 100~200 µ in. (0.0025~0.005mm)
 内面無塗装 600~800 µ in. (0.015~0.02mm)
 標準的な設計値 1000 µ in. (0.025mm)
 悪条件下の設計値 1800 µ in. (0.046mm)

#### (d) 乱流の一般式

**1939** 年、Colebrook は滑面の式(1-5)と粗面の式(1-9)を統合して、次の汎用式を提案した。この式は、Colebrook-White の式とも呼ばれる。

$$1/\sqrt{\lambda} = -2\log\left(\frac{k}{3.71D} + \frac{2.51}{Re\sqrt{\lambda}}\right) ,$$
  
$$\sqrt{1/f} = -4\log\left(\frac{k}{3.71D} + \frac{1.255\sqrt{1/f}}{Re}\right)$$
(1-10)

1956 年に U.S. Bureau of Mines が発表した次式は、種々の実測データに基づいて上式中の定数値 を見直したもので、modified Colebrook 式と呼ばれる。なお、定数 2.825 / 1.4125 の代わりに 2.818 / 1.409 とすることもある。

$$1/\sqrt{\lambda} = -2\log\left(\frac{k}{3.71D} + \frac{2.825}{Re\sqrt{\lambda}}\right) ,$$
  
$$\sqrt{1/f} = -4\log\left(\frac{k}{3.71D} + \frac{1.4125\sqrt{1/f}}{Re}\right)$$
(1-11)





(出所: http://grantingram.files.wordpress.com)

Colebrook の式は陰関数であることから、流送条件(レイノルズ数)から摩擦係数*f*を求めるには 収束計算が必要となる。簡便に摩擦係数を求めるために、Colebrook の式による計算結果を線図化 した Moody Diagram (ムーディ線図)が使用される。これは、図 1.2 に示すとおり、摩擦係数とレ イノルズ数の関係を両対数グラフに表したものである。

計算上の便宜のために、Colebrook の式を陽関数化した近似式が各種提案されており、例えば次の文献に列挙されている。

Genić, S. et al., "A Review of Explicit Approximations of Colebrook's Equation", FME Transactions (2011) 39, pp.67-71

比較的簡単な形状の式を以下に4例挙げる。

○ Moody (ムーディ)の式 (1947)

$$\lambda = 0.0055 \left[ 1.0 + \left( 2.0 \times 10^4 \frac{k}{D} + \frac{10^6}{Re} \right)^{1/3} \right] ,$$
  
$$f = 0.001375 \left[ 1.0 + \left( 2.0 \times 10^4 \frac{k}{D} + \frac{10^6}{Re} \right)^{1/3} \right]$$
(1-12)

適用範囲:  $k/D < 10^{-2}$ ,  $4 \times 10^3 < Re < 10^7$ Colebrook の式に対する誤差:  $\pm 5\%$ 以内 ○ Altshul の式 (1952)

$$\lambda = 0.11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k}{D}\right)^{0.25} , \qquad f = 0.0275 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k}{D}\right)^{0.25}$$
(1-13)

内面粗度 k = 0 とすると、Brasius の式(1-6)に一致する。

○ Swamee-Jain (スワミー・ジャイン)の式 (1976)

$$1/\sqrt{\lambda} = -2\log\left(\frac{k}{3.7D} + \frac{5.74}{Re^{0.9}}\right) \quad , \quad \sqrt{1/f} = -4\log\left(\frac{k}{3.7D} + \frac{5.74}{Re^{0.9}}\right) \tag{1-14}$$

適用範囲:  $10^{-6} < k/D \le 10^{-2}$ ,  $5 \times 10^3 < Re < 10^8$ Colebrook の式に対する誤差:  $\pm 1\%$ 以内

○ Haaland (ハーランド)の式 (1983)

$$1/\sqrt{\lambda} = -1.8 \log\left[\left(\frac{k}{3.7D}\right)^{1.11} + \frac{6.9}{Re}\right], \ \sqrt{1/f} = -3.6 \log\left[\left(\frac{k}{3.7D}\right)^{1.11} + \frac{6.9}{Re}\right]$$
(1-15)

適用範囲:  $10^{-6} < k/D \le 5 \times 10^{-2}$ ,  $4 \times 10^{3} < Re < 10^{8}$ Colebrook の式に対する誤差:  $\pm 2\%$ 以内

これら 4 式と、滑らかな円管用の簡易式として多用される Brasius の式(1-6)について、オリジナルの Colebrook の式(1-10)に対する計算誤差を求めた。結果を図 1.3 に示す。この中では、Swamee-Jain の式が幅広い相対粗度 *k/D* およびレイノルズ数 *Re* の範囲で、Colebrook の式に最も良い近似を与えるようである。



図 1.3 Colebrook 式の陽関数化近似式の比較(Colebrook 式に対する計算誤差)

## 1.2.3 摩擦係数の計算式(2) 天然ガスパイプライン用の式

1964-1965 年、AGA(American Gas Association:米国ガス協会)NB-13 委員会は、天然ガスパイプ ラインの実測データに基づいて次の式を提唱した。

〇 AGA の式

遷移レイノルズ数(Transition Reynolds Number) :

$$Re_T = 1.4125 \left(\frac{3.7D}{k}\right)^{1/D_r} \cdot 4\log\left(\frac{3.7D}{k}\right)$$
 (1-16)

部分乱流  $(Re < Re_T)$  :

$$\sqrt{1/f} = \left[4\log\left(\frac{Re}{\sqrt{1/f}}\right) - 0.6\right] D_r = \left[4\log\left(\frac{Re}{1.4125\sqrt{1/f}}\right)\right] D_r$$
(1-17)

 $D_r$ : Pipe Drag Factor (ドラッグ乗数)

完全乱流 (*Re > Re<sub>T</sub>*) :

$$\sqrt{1/f} = 4\log\left(\frac{3.7D}{k}\right) \tag{1-18}$$

(1-17)式は modified Colebrook 式(1-11)のうち部分乱流の項((1-5)式の修正式)、(1-18)式は同じく
 完全乱流の項((1-9)式と同じ)に相当する。2 つの式に分離したのは、部分乱流と完全乱流が遷移
 点(Transition Reynolds Number)を境に急峻に切り替わるという実測結果に基づいている。

(1-17)式に含まれる *D*<sub>r</sub>は、パイプライン中に含まれるベンドなどの抵抗要素の影響を補正するパラメータで、0.90~0.99、米国での一般的な敷設形態では 0.95~0.96 の値をとるとされている。

2000 年に、ヨーロッパ 8 ヶ国のガス会社で構成される GERG (Groupe Europeen de Recherches Gazières:ヨーロッパガス研究グループ) は、各社のパイプライン操業データや実験データに基づき、次の汎用式を提案した。

○ GERG (Gersten et al.) の式

$$\sqrt{1/f} = -\frac{4}{n} \log \left[ \left( \frac{k}{3.71D} \right)^n + \left( \frac{0.7495\sqrt{1/f}}{t \ Re} \right)^{0.942m} \right]$$
(1-19)

部分乱流と完全乱流の遷移は、パイプの内面状態などの違いによって、Colebrook 式のように緩 やかになる場合も AGA 式のように急峻になる場合もあるという知見に基づき、上式ではパラメー タnによって遷移点の形状を変更できるようにしている。n = 1のときは緩やかに、n = 10のとき は急激に切り替わるようになる。また、パラメータtは Draught Factor と呼ばれ、ベンド等の影響 を補正するものである。

なお、(1-19)式の右辺[]内第2項は、次のZagarola(1998)の部分乱流式を流用している。

$$1/\sqrt{\lambda} = 1.884 \log(Re\sqrt{\lambda}) - 0.331 , \sqrt{1/f} = 3.768 \log\left(\frac{Re}{0.7495\sqrt{1/f}}\right) (1-20)$$
$$(9.8 \times 10^4 < Re < 3.5 \times 10^7)$$

このほか、計算精度的には厳密ではないが、天然ガスパイプライン用の実用的な簡易式として以 下の式が知られている。

○ Panhandle A(部分乱流)の式

$$\sqrt{1/f} = 6.87 R e^{0.07305} E \tag{1-21}$$

○ Panhandle B (完全乱流)の式

$$\sqrt{1/f} = 16.49 R e^{0.01961} E \tag{1-22}$$

○ Weymouth の式

$$\sqrt{1/f} = 20.621 D^{1/6} E$$
 (D [m]) (1-23)  
E : Efficiency Factor (パイプライン効率)

## 1.2.4 摩擦係数の計算式(3)都市ガス中圧本支管の式

「JGA 指-201-02 本支管指針(設計編)」においては、中圧本支管(導管であって、原則として道路に並行して敷設されているもの)の輸送能力の算定は、次の流量計算式<sup>\*1</sup>によることとしている。

$$Q = K \sqrt{\frac{1.0 \times 10^{14} (P_1^2 - P_2^2) D^5}{GLg^2}}$$
(1-24)

※ 他の式との比較のため、記号や単位は原典から一部変えている。

 Q
 :
 ガス流量 [m³/h @常温常圧]

 D
 :
 管内径 [m]

 L
 :
 ライン長さ [m]

 P1
 :
 ライン入口圧力 [MPaA]

 P2
 :
 ライン出口圧力 [MPaA]

 G
 :
 ガスの比重 [-]

 K
 :
 流量係数

 g
 :
 重力加速度 (9.80665 m/s²)

上式に含まれる流量係数 K の計算式としては、次のような式が例示されている。

コックス (Cox) : 
$$K = 52.31$$
  
オリファント (Oliphant) :  $K = 51.12 \left( 1 + \frac{\sqrt{D}}{47.81} \right)$  D [mm]  
ポリフロー (Polyflo) :  $K = 19.9 Re^{0.076}$ 

$$Q = K_{\sqrt{\frac{(P_1^2 - P_2^2)D^5}{GL}}} P [kgf/cm^2A], D [cm]$$

<sup>\*1</sup> 式中に重力加速度 gを含むのは、もともと圧力を重力単位系で表現していたためで、当初の定義式は次の とおりであったと推測される。

- 中圧 B ではガスの流れのレイノルズ数は通常 10<sup>5</sup>から 10<sup>6</sup>程度であり、また内径も 150mm 前後のものが多く、コックス、オリファント、ポリフローの各係数ともあまり変わらな いため、いずれを用いても実用上差し支えない。(JGA 指-201-02 本支管指針(設計編))
- ・ 中圧Aでガスの流れのレイノルズ数が10<sup>6</sup>を超え、さらに内径が比較的大きい場合には、 オリファントやポリフローの係数を使うことが有効である。(同上)
- 大口径・大流量(*Re* > 10<sup>7</sup>)では、コックスでは輸送能力を過小評価し、ポリフローがより実測値に近い。(JGA 指-204-06 高圧導管指針)

ここで、(1-24)式は(1-3)式と同じ形をしていることから、両式を等置して整理すると、次式を導 くことができる。ただし、(1-24)式の流量 *Q* は 15℃、0 MPaG における値と解釈した。また、(1-3) 式に含まれる標準状態圧縮係数 *z*o(天然ガスの場合 0.997 程度)と圧縮係数 *z* は 1.0 で近似した。

$$6.4552 \times 10^{7} \sqrt{\frac{1}{f}} \sqrt{\frac{P_{1}^{2} - P_{2}^{2}}{G(15 + 273.15)L}} D^{5/2} = \frac{273.15}{15 + 273.15} K \sqrt{\frac{1.0 \times 10^{14} (P_{1}^{2} - P_{2}^{2}) D^{5}}{GLg^{2}}}$$
  
$$\therefore \sqrt{1/f} = 0.2542 K$$

上式を用いて、都市ガス中圧用指針式に含まれる流量係数 K を Transmission Factor  $\sqrt{1/f}$  に換算 すると、次のとおりとなる。

コックス (Cox) : 
$$\sqrt{1/f} = 13.30$$
  
オリファント (Oliphant) :  $\sqrt{1/f} = 12.99 \left(1 + \frac{\sqrt{D}}{1.512}\right)$  D [m]  
ポリフロー (Polyflo) :  $\sqrt{1/f} = 5.06 Re^{0.076}$ 

これら3式と、前述の Colebrook 式(1-10)、AGA 式(1-17) (1-18)、GERG 式(1-19)を比較した結果を、 図 1.4 に示す。

一般に部分乱流領域(流れの主体は乱流であるが、管壁近くに管内面の凹凸より厚い層流底層が 残存している状態)では、レイノルズ数の増大に連れて摩擦係数が減少するとされており、Colebrook 式、AGA式、GERG式はこの特性をよく表現している。しかしながら、これらの式はレイノルズ数 や管径から摩擦係数を陽的に求めることができないため、簡便な実用公式としては扱いにくい。

それに対して、都市ガス中圧用指針式、特にコックスやオリファントを流量係数とする式は、計 算精度をある程度犠牲にした上で実用性を重視したものと考えられ、適用範囲が限定される点に注 意が必要である。

水素導管用の圧力解析式(流量計算式)を導出するにあたっては、適用対象とする水素導管の規 模を想定した上で、摩擦損失特性に対するレイノルズ数や管径の依存性を定量的に評価し、計算式 にこれらの因子を含めるかどうか、あるいはコックスのように定数値として扱えるかどうかを検討 することとなる。



図 1.4 既往の天然ガス用摩擦係数計算式の比較

#### 1.3 実機水素導管の流れ領域

#### 1.3.1 流量の想定

水素タウン等の地域水素供給網においては、様々な規模の水素需要先が混在すると考えられるが、 代表的な需要先1箇所あたりの水素消費量は、概ね下表のように推定される。これより、水素タウ ン内の中圧幹線導管1条あたりの最大流量は、

 FCV ステーション
 5 箇所 計 1500 Nm<sup>3</sup>/h

業務用 FC 発電設備 20 箇所 計 1400 Nm<sup>3</sup>/h

の合計として、3000 Nm<sup>3</sup>/h と想定する。

表 1.2   土な需要先の水素泪質
--------------------

	規模	最大水素消費量	備考
FCV ステーション	10 台/h	300 Nm <sup>3</sup> /h	FCV1台あたり積載量3kg
業務用 FC 発電設備	100 kW	70 Nm <sup>3</sup> /h	LHV 120 MJ/kg、効率 50%
家庭用 FC 発電設備	1 kW	0.7 Nm <sup>3</sup> /h	同上

#### 1.3.2 管径の想定

都市ガス中圧 A 導管は、SGP(JIS G 3452 配管用炭素鋼鋼管)を使用するのが一般的である。常 温の水素についても、普通鋼に対する材料上の阻害要因はないことから、水素導管の管材料として は SGP を想定する。

水素ガス 3000 Nm<sup>3</sup>/h を流したときの導管の圧力勾配および流速を、図 1.5(a)~(d)に示す。ここで、 管径は 100A、150A、300A の 3 とおりとした。都市ガス中圧導管内のガス流速は、ステーション接 続部等で局所的に 20 m/s 以上を許容することもあるが、一般には 10 m/s 程度に抑えることが多い。 この観点から水素導管の圧力と管径の適正な組合せをまとめると、表 1.3 のとおりとなる。したが って、運用圧力にもよるが、流量 3000 Nm<sup>3</sup>/h に対しては管径 150A 程度が適当である。

なお、水素導管の具体例として、北九州水素タウンの幹線導管は、50A~100A×1.2 km、運用圧 力 0.11 MPaG、流量 90(実績)~200(流量計定格) Nm<sup>3</sup>/h である。

管径	0.9 MPaG	0.7 MPaG	0.5 MPaG	0.3 MPaG
100A	0	0	$\triangle$	×
150A	0	0	0	0
300A	0	0	0	0

表 1.3 水素ガス 3000 Nm<sup>3</sup>/h に対する管径選定結果

○ : 流速 15 m/s 以下で、ほぼ適正

△ : 流速 20 m/s に近く、やや余裕なし

× : 流速 20 m/s を大きく上回り、不適









(d) 入口圧力 0.3 MPaG

図 1.5 水素流量 3000 Nm<sup>3</sup>/h に対する圧力勾配と流速(続き)

温度	:	15°C
管内径	:	SGP 相当
管内面粗さ	:	0.005 mm
摩擦係数計	算式	t: Colebrook

## 1.3.3 レイノルズ数の推定

**1.2** で述べたとおり、円管内ガス流れにおける圧力損失特性は、一般にレイノルズ数 *Re*の関数 として整理される。レイノルズ数の通常の定義式は次のとおりである。

$$Re = \frac{\rho u D}{\mu} \tag{1-25}$$

ここで、標準状態体積流量 *Q*<sub>o</sub> と流速 *u* の関係式(1-26)を用いて流速 *u* を消去すると、レイノルズ 数の別の表現として(1-27)式を得る。

$$Q_{o} = 3600 \frac{\rho}{\rho_{o}} \frac{\pi D^{2}}{4} u$$
 (1-26)

$$Re = \frac{\rho_o Q_o}{900\pi D\mu} \tag{1-27}$$

ρ	:	密度 [kg/m <sup>3</sup> ]
и	:	流速 [m/s]
D	:	管内径 [m]
μ	:	粘度 [Pa・s]
$Q_o$	:	標準状態体積流量 [Nm <sup>3</sup> /h]
$ ho_o$	:	標準状態密度 [kg/Nm <sup>3</sup> ]

(1-27)式より、粘度の圧力・温度依存性が無視できる範囲においては、流量  $Q_o$  一定のもとでは、 レイノルズ数は管径 D に反比例する。この関係を用いて、流量 3000 Nm<sup>3</sup>/h のときのレイノルズ数

O [Nm <sup>3</sup> /h]	匝7、汉	D [m]	$R_{\rho}$ []
$\mathcal{L}_0$ [1 m / n]	F1 O.IE	<i>D</i> [III]	Λε[-]
3000	100A	0.1053	104,600
	150A	0.1552	70,900
	200A	0.2047	53,800
	250A	0.2542	43,300
	300A	0.3047	36,100

表 1.4 実機水素導管のレイノルズ数(流量 3000 Nm<sup>3</sup>/h)

※ 管内径は SGP 相当



図 1.6 実機水素導管のレイノルズ数(流量 3000 Nm<sup>3</sup>/h)

以上より、当面の実用化規模の中圧水素導管(最大流量 3000 Nm<sup>3</sup>/h)においては、流れのレイノ ルズ数は最大でも 10<sup>5</sup>程度までと推定される。10 倍の裕度を考慮し、本調査で導出する中圧圧力解 析式の対象範囲は、レイノルズ数 10<sup>4</sup>(最大の 1/10)~10<sup>5</sup>の領域とする。

図 1.7 は、この水素導管の推定レイノルズ数領域を、一般的な都市ガス導管と比較したものであ る。水素はガス密度が都市ガスより小さく(同じ圧力・温度で約 1/8)、流量規模も小さいため、都 市ガス導管よりレイノルズ数が数桁低い。1.2 で述べたように、既往の都市ガス流量計算式は適用 可能なレイノルズ数領域が限られているものが多いことから、水素導管に使用した場合には相当程 度の誤差が生じるものと推察される。



図 1.7 水素導管と都市ガス導管のレイノルズ数領域の比較

## 2. 中圧水素圧送試験設備の製作

### 2.1 基本仕様の検討

## 2.1.1 圧力・温度

試験設備の運転条件として、まずガス圧力については、都市ガス中圧 A 導管に相当する 0.3~0.9 MPaG とする。ガス温度は、特に積極的な制御はせず、成り行きの常温(10~30℃)とする。

水素ガスの物性は、上記圧力・温度範囲ではほぼ一定とみなせることから、以下の設備仕様検討 にあたっては表 2.1 に示す値を使用した。

項目	水素ガス	窒素ガス	空気	備考
分子量 [kg/kg-mol]	2.016	28.013	28.97	
標準状態密度 [kg/m <sup>3</sup> ]	0.08990	1.2504	_	
圧縮係数 [-]	1.004	0.999		
粘度 [mPa・s]	0.0087	0.0179	_	
比熱比 [-]	1.41	1.41	1.41	ブロワ特性計算に使用

表 2.1 試験設備検討に使用した物性値

出所: 日本機械学会「流体の熱物性値集」(1983) ほか

#### 2.1.2 管径

管径の選定にあたっては、次の条件を設定した。

- ① 想定実設備のレイノルズ数 (~10<sup>5</sup>) をカバーすること
- ② 試験流量の上限を、想定実設備(最大 3000 Nm<sup>3</sup>/h) 程度とすること
- ③ 管内流速は概ね 40 m/s 以下に抑えること
- ④ 管接続部の影響を低減するため、突合せ溶接が適用可能な 32A 以上とすること

表 2.2、図 2.1 に、レイノルズ数 10<sup>5</sup>に相当する流量と流速を管径ごとに示す。管径が大きいほど、 レイノルズ数を 10<sup>5</sup>にするためには大きな流量が必要となる。他方、管径が小さいと、流量は小さ くて済む代わりに管内流速が大きくなる。図 2.1 より、次のように読み取ることができる。

上記条件①:流量の上限 3000 Nm<sup>3</sup>/h より、管径の上限は 100A

上記条件③:流速の上限 40 m/s より、圧力 0.3 MPaG では管径の下限は 65A

管径の影響をみるためには、3 種類程度の管径を備えることが望ましいことから、次のとおり選 定する。

試験配管の管径 : 50A、80A、100A

※ 50A、0.3 MPaGのときの流速制約は許容するものとする。

呼び径	<i>D</i> [m]	$Q_o$ [Nm <sup>3</sup> /h]	<i>u</i> [m/s]	
			@0.3MPaG	@0.9MPaG
32A	0.0357	970	71.9	28.8
40A	0.0416	1130	61.7	24.7
50A	0.0529	1440	48.5	19.4
80A	0.0807	2200	31.8	12.7
100A	0.1053	2870	24.4	9.8
125A	0.1308	3560	19.6	7.9
150A	0.1552	4230	16.5	6.6

表 2.2 レイノルズ数 105 に相当する流量と流速

※ 流速計算上の温度は15℃とした



図 2.1 レイノルズ数 105 に相当する流量と流速

## 2.1.3 管材料

圧力損失測定用配管としては、一般的な中圧都市ガス導管で使用されている JIS G 3452 配管用炭 素鋼鋼管(SGP)を用いる。製品仕様を表 2.3 に示す。内面粗さは設備製作時に実測するが、設計 段階での圧損計算上は 0.005 mm とする。

ガス導管用鋼管の溶接は、必ずしも1種類の溶接施工法に限定されるものではない。本試験設備 は、特に 50A という小口径において、裏波ビードの平滑性や管内の清浄さが要求されることから、 次のとおりの溶接施工法を採用する。

開先 : V開先

溶接法 : TIG 溶接<sup>\*1</sup>(1 層目、2 層目とも)

呼び径外径		厚さ 厚さの許容差		単管長	塗装仕様		
10 H			N C MILL		内面	外面	
50A	60.5 mm	3.8 mm	+規定しない	5.5 m	エポキシ系塗装	一次防錆塗装	
80A	89.1 mm	4.2 mm	-12.5%		(膜厚 50~60µm)		
100A	114.3 mm	4.5 mm					

表 2.3 配管用炭素鋼鋼管の製品仕様

製造者 : JFE スチール株式会社

#### 2.1.4 配管長さ

3 種類の管径 50A、80A、100A について、単位管長あたりの圧力損失を推算し、試験配管の長さ を決定する。

いま、試験圧力の範囲 0.3~0.9 MPaG の上・下限圧力において、圧力損失および流速と流量の関係を求めた。計算結果を図 2.2(a)~(c)に示す。

<sup>\*1</sup> TIG 溶接(Tungsten Inert Gas welding)は、熱に強いタングステン電極を持ち、その周囲に不活性ガス(イ ナートガス)を流して溶接する方法である。溶接箇所に酸素(空気)がなく材料が酸化されないため、高 品質で美しい溶接ビード(溶接跡)が得られ、あらゆる金属の溶接に適用できる。なお、不活性ガスには アルゴンを使用することが多いため、アルゴン溶接とも呼ばれる。都市ガス等の配管工事では、1層目を TIG 溶接、2 層目以降を能率の高い被覆アーク溶接とすることも多い。



(a) 管径 50A



## (b) 管径 80A



(c) 管径 100A



 試験流量の上限をレイノルズ数 10<sup>5</sup> または流速 40 m/s とすると、各条件における最大圧損は表 2.4 のとおりとなる。また、試験流量の下限を上限の 1/10、すなわちレイノルズ数 10<sup>4</sup> とすると、最小 圧損は表 2.5 のとおりとなる。

管径	圧力 [MPaG]	上限流量 [Nm <sup>3</sup> /h]	Re [-]	流速 [m/s]	圧損勾配 [kPa/m]
50A	0.3	1185	82,200	40.0	0.098
	0.9	1445	100,000	19.5	0.056
80A	0.3	2200	100,000	31.9	0.039
	0.9	2200	100,000	12.8	0.016
100A	0.3	2870	100,000	24.4	0.017
	0.9	2870	100,000	9.8	0.007

表 2.4 目標最大流量に対する単位管長あたり圧力損失

表 2.5 目標最小流量に対する単位管長あたり圧力損失

管径	圧力 [MPaG]	下限流量 [Nm <sup>3</sup> /h]	Re [-]	流速 [m/s]	圧損勾配 [kPa/m]
50A	0.3	144	10,000	4.9	0.00234
	0.9	144	10,000	2.0	0.00094
80A	0.3	220	10,000	3.2	0.00066
	0.9	220	10,000	1.3	0.00026
100A	0.3	287	10,000	2.4	0.00030
	0.9	287	10,000	1.0	0.00012

表 2.5 に示す圧損最小時(圧力 0.9 MPaG)に、0.01 kPa 程度の差圧測定値が確保できるように直 管部の長さを設定するものとする。試験配管のレイアウトは、敷地の制約から折り返しの往復配管 とし、管径ごとの配管長さは単管長 5.5m の倍数として表 2.6 のとおりとする。

表 2.6 試験配管の計画長

管径	最小圧損勾配 (0.9 MPaG 時)	圧損 0.01 kPa に 相当する直管長	配管の計画長
50A	0.00094 kPa/m	11 m	44 m(直管 22m×1 往復)
80A	0.00026 kPa/m	38 m	110 m(直管 55m×1 往復)
100A	0.00012 kPa/m	83 m	198 m(直管 99m×1 往復)

また、圧損測定部の入口側助走区間(乱流の流れ安定区間)として、内径の 50 倍<sup>\*1</sup>に相当する直 管部を設ける。具体的な必要長さは、50A: 2.5 m、80A: 4 m、100A: 5 m である。

<sup>&</sup>lt;sup>\*1</sup> Richmann, J.W. and Azad, R.S., Appl. Sci. Res., **28** (1973), 419

## 2.1.5 ブロワ

試験設備は、ブロワ昇圧による閉ループ構成とする。試験配管を含む管路全体の圧力損失は40 kPa 程度(大半がオリフィス流量計)と推算されるが、余裕を含めてブロワの定格仕様は表 2.7 のとお りとする。

ルーツブロワは容積式であり、吐出流量は、ロータ間の空間容積と回転数から決まる理論流量と、 内部リーク量との差として求められる。一般に、内部リーク量は等エントロピ流れで近似され、次 のような特性を示すとされている。

- ・ 圧力比(吐出圧力/吸込圧力)に依存する
- ・ ロータ回転数とは無関係
- √(*GT*) に反比例する(*G*:ガス比重、*T*:ガスの絶対温度)

本試験で使用するブロワについて、メーカデータから理論流量と内部リーク量を推定して、各種 条件における差圧-流量特性を推算した。結果を図 2.3 に示す。

項目	仕様
形式	ルーツブロワ (二軸ロータリブロワ)
流体	水素ガス
温度	20°C
流量	3000 Nm <sup>3</sup> /h (50 Nm <sup>3</sup> /min)
吸込圧力	0.8 MPaG
吐出圧力	0.9 MPaG
回転数	2100 rpm
軸動力	21.9 kW
電動機	30 kW, 60Hz, 440V

表 2.7 ブロワの定格仕様



図 2.3 15℃水素に対するブロワの予想性能曲線

#### 2.1.6 ガスクーラ

ブロワ吐出ガスは、昇圧に伴って温度上昇するため、ブロワ吐出側にガスクーラを設ける。クー ラは円筒多管式(シェルアンドチューブ)とし、定格熱交換量 20 kW とする。



図 2.4 ブロワの軸動力と吐出ガス温度上昇

#### 2.1.7 冷却水設備

ガスクーラとブロワ潤滑油クーラへの冷却水供給用として、循環水ポンプ内蔵型冷却塔(定格冷 却能力 45.35 kW (37~32℃, WB27))を設ける。

#### 2.1.8 バッファタンク

ブロワから吐出されるガスの脈動を低減するため、バッファタンクを設置する。仮設の試験設備 であることから、タンクは一般的な竪型円筒形ではなく、大口径のパイプを横置きした簡易的な構 造とする。

ガス滞留時間の目安は 30 s とし、ブロワの定格吐出流量(3000 Nm<sup>3</sup>/h @0.9MPaG, 20°C = 0.090 Am<sup>3</sup>/s) に対して、必要容積は 2.7 m<sup>3</sup>となる。また、ブロワの吸込側にも、この半分の容積のバッファタンクを設ける。以上より、バッファタンクの仕様は、表 2.8 に示すとおりとする。

バッファタンクは、その形状から配管の一部ともみなせるが、ここでは第二種圧力容器と位置づける。ブロワ吐出側バッファタンクは、600A パイプ2本から構成されるが、接続用短管には弁を設けず、一体の構造とする。

「圧力容器構造規格」(平成15年厚生労働省告示第196号)に準拠し、吐出側、吸込側それぞれのバッファタンクに安全弁を設置する。安全弁の吹出し容量は、ブロワ定格流量(締切運転時を想定)と、火災時のガス膨張相当流量の大きい方とする。

	吐出側バッファタンク	吸込側バッファタンク
構造	600A Sch20 (590.6 <sup>ID</sup> )	600A Sch20 (590.6 <sup>ID</sup> )
	× 6mL × 2本	× 6mL × 1本
内容積	$3.34 \text{ m}^3$	1.67 m <sup>3</sup>
最高使用圧力	0.99 MPaG	0.99 MPaG
付属品	安全弁	安全弁
	圧力計 *	圧力計 *

表 2.8 バッファタンクの仕様

※ 圧力計の最大目盛は、最高使用圧力の 1.5~3 倍とする。

## 2.1.9 E力·流量調節弁

圧損測定用試験配管を流れる水素ガスの圧力と流量を調節するため、次の3箇所に手動調節弁(グ ローブ弁)を設置する。

- 1) ブロワ吐出バッファタンクの出口部 ... 試験配管部の圧力調節用
- 2) 圧損測定用試験配管の出口部 ... 試験配管部の圧力・流量調節用
- 3) 圧損測定用試験配管のバイパス配管 ... 試験配管部の流量調節用

### 2.1.10 計測機器

圧力損失評価用の主要計測機器として、表 2.9 に示す計器を設置する。流量計はオリフィス差圧 式とし、大・小レンジの手動切替方式とする。

このほか、現場確認用の指示計を適所に配置する。

	設置場所	方式	台数
差圧伝送器(流量測定用)	圧損測定用試験配管	単結晶シリコン振動子	1
圧力伝送器 (流量補正用)	入口ヘッダ上流側	単結晶シリコン振動子	1
温度検出器 (流量補正用)		測温抵抗体	1
圧力伝送器 (圧力測定用)	圧損測定用試験配管	単結晶シリコン振動子	1
温度検出器(温度測定用)	入口・出口ヘッダ	測温抵抗体	1
差圧伝送器(圧損測定用)	圧損測定用試験配管	単結晶シリコン振動子	3

表 2.9 主要計測機器

## 2.1.11 基本フロー

以上の主要機器の仕様検討に基づき、試験設備全体の基本フローは図 2.5 のとおりとする。



図 2.5 試験設備の基本フロー

## 2.2 計測機器の検討

#### 2.2.1 流量範囲

図 2.3 に示したブロワ性能特性より、各圧力レベルおよび管径において試験可能な流量およびレイノルズ数の範囲を推算すると、それぞれ図 2.6、図 2.7 のとおりとなる。計算にあたっては、次のような仮定を置いた。

- ・ 流量条件に係らず、ブロワの運転差圧(吐出圧力-吸込圧力)、すなわち試験管路全体の 圧力損失(大半がオリフィス流量計)は40kPa一定とする。
- ・ 試験配管の管内流速は 40 m/s を上限とする。ブロワの流量がこれを上回る場合は、バイ パスラインや試験配管出口部の弁開度を調整して、試験配管に流れる流量を制限する。
- ・ ブロワの最大吐出可能な流量の 1/10 を最小流量とする。すなわち、試験配管のバイパス 流量比を最大 90% とする。

単一のブロワを広い圧力範囲に適用することによる制約はあるが、以上のような試験設備仕様に より、実機水素導管に相当するレイノルズ数 10<sup>4</sup>~10<sup>5</sup>の領域について圧力損失の測定を行うことが 可能と考えられる。



図 2.6 試験範囲(流量)の推算結果



図 2.7 試験範囲(レイノルズ数)の推算結果

## 2.2.2 オリフィス流量計レンジ

流量測定用のオリフィスは、大レンジ用と小レンジ用を並列設置し、手動弁で切り替える方式と する。1オリフィスあたりの流量レンジアビリティを1:5とすると、差圧計に必要なレンジアビリ ティは1:25となる。

一方、ブロワの差圧-流量特性と、オリフィス流量計を含む配管系全体の圧損のバランスから、 オリフィス流量計を流れる水素流量の最大値(バイパス弁全閉時)は、圧力 0.9 MPaG、温度 20℃ において 4300 Nm<sup>3</sup>/h 程度と推算される。

以上より、オリフィス流量計のレンジは下表のとおりとする。

	オリフィス A (大)	オリフィス B(小)
基準流量 [Nm <sup>3</sup> /h]	5000	1000
基準圧力 [MPaG]	0.9	0.9
基準温度 [℃]	20	20
基準差圧 [kPa]	40	40
下限差圧 [kPa]	1.6	1.6
上流配管内径 [mm]	80.7	41.6
オリフィス径 [mm]	32.03	14.31

表 2.10 オリフィス流量計のレンジ

## 2.2.3 差圧計レンジ

圧力損失測定区間の差圧計設置方法は、図 2.8 に示す 2 とおりとする。ここでは、差圧値が相対 的に大きい「方法①」について、差圧測定レンジの検討を行う。なお、差圧測定区間の計画長は表 2.11 に示すとおりである。



図 2.8 圧力損失測定区間の差圧測定方法

		L1	L2	L3	L4	L5	計	
	50A	22	1.2	0.6	1.2	22	47.0	
		(4本)				(4本)		
	80A	55	1.25	1.6	1.25	55	114.1	
		(10本)				(10本)		
	100A	99	1.3	2.7	1.3	99	203.3	
		(18本)				(18本)		
		←		L1		→←L	2 → , 9	0゜ロングエルボ
		Π				Π	<b>~</b>	
							Ì	3
-		$\prec$					<b>→</b> ↓	
		←		L5		<b>→</b> ←	4 →	

表 2.11 圧力損失測定区間の長さ

図 2.6 に示したブロワの予想流量範囲に対して、差圧値を推算すると、図 2.9 に示すとおりとなる。この事前検討結果をもとに、圧損測定用の差圧伝送器のレンジを選定した。



(a) 水素ガス 0.9 MPaG



(b) 水素ガス 0.3 MPaG

図 2.9 圧力損失測定区間の差圧推算値

温度: 15℃
 管内径: SGP 相当
 管内面粗さ: 0.005 mm
 摩擦係数計算式: Colebrook
## 2.2.4 伝送器の配置

以上の検討結果に基づき、差圧/圧力/温度伝送器を、表 2.12、図 2.10 に示すとおり設置する。 このうち、①水素流量計オリフィス差圧は、オリフィス大/小の手動管路切替に応じて接続先オリ フィスを切り替える。同様に、②~④試験配管圧力損失と⑥試験配管入口圧力についても、試験配 管の管径(50A~100A)切替ごとに導圧管接続先を切り替える。

	タグ No.	名称	計器	標準レンジ
1	FT-11	水素流量計オリフィス差圧	横河電機 EJX110J-M	0∼40 kPa
2	DPT-12	試験配管圧力損失(片道)	横河電機 EJX110J-M	0∼10 kPa
3	DPT-13	試験配管圧力損失(往復)	横河電機 EJX110J-M	$0\sim$ 20 kPa
4	DPT-14	試験配管圧力損失(折返し部)	横河電機 EJX110J-F	$0\sim~2~\mathrm{kPa}$
5	PT-11	水素流量計入口圧力	横河電機 EJX430J-A	$0\sim~2$ MPaG
6	PT-12	試験配管入口圧力	横河電機 EJX430J-A	$0\sim~2~{ m MPaG}$
$\bigcirc$	TT-11	水素流量計入口温度	岡崎製作所 R99S / IPAQ-H	−20~80 °C
8	TT-12	試験配管出口温度	岡崎製作所 R99S / IPAQ-H	−20~80 °C

表 2.12 伝送器リスト



図 2.10 伝送器の配置

### 2.2.5 測定値の精度

圧力損失測定用試験配管を流れる流量が1/10に低下した場合、圧力損失はおおよそ1/100になる。 したがって、伝送器のうち特に圧損測定用差圧伝送器 DPT-12~14の測定値は変動幅が極めて大き いことから、測定値の精度確保のためには、測定レンジの適切な設定と入念なゼロ点調整が不可欠 である。

表 2.13 に、使用した差圧伝送器の設定レンジと精度の関係を示す。なお、伝送器からのアナログ 信号を入力するデータロガーについては、十分な A/D 分解能を有するものを選定したことから、 A/D 変換による量子化誤差は無視できる程度である。

計測タグ名			FT-11		DPT-14				
差圧伝送器			横河電機	EJX110J-N	横河電機 EJX110J-F (材質S)				
測定スパン	[kPa]			$0.5 \sim 100$		$0.1 \sim 5$			
設定レンジ	[kPa]	0.5	5	10	40	100	0.1	2	5
レンジ最大値に対する 精度(メーカ値)	[%]	0.732	0.075	0.075	0.075	0.075	0.74	0.075	0.075
精度10%相当の測定値	[kPa]	0.0366	0.0375	0.075	0.3	0.75	0.0074	0.015	0.0375
ロガーの入力分解能 * [kPa]		0.0000125	0.000125	0.00025	0.001	0.0025	0.0000025	0.00005	0.000125

表 2.13 差圧伝送器の設定レンジと精度

\*1Vあたりの差圧レンジに、使用したロガー(東京測器研究所TDS-303)のA/D分解能0.0001Vを掛けた値

圧力損失の測定に際しては、表 2.12 に示した標準レンジを基本とし、測定値が標準レンジの概ね 1/20(5%)を下回ったときには設定可能な下限レンジに切り替えるとともに、ゼロ点を再調整する こととした。

一例として、直管部片道圧損測定用 DPT-12 について、次のようにレンジ切替する場合を考える。

測定値 > 0.5 kPa : 設定レンジ 10 kPa

測定値 < 0.5 kPa : 設定レンジ 0.5 kPa

このとき、測定値と精度の関係は、図 2.11 のとおりとなる。ここで、ゼロ点のドリフトは、設定レンジに対して 0、0.1、1%の3とおりを想定した。伝送器の電圧出力が 1~5 VDC のとき、ゼロ点の±1%のずれは 1±0.04V に相当する。



図 2.11 DPT-12 差圧測定値と精度の関係

図 2.12 は、上述の差圧測定値の精度を、試験配管の圧力損失推算値に対応づけた結果である。あ くまで機器仕様データに基づく机上の計算ではあるが、10,000 前後の低レイノルズ数側では無視で きない程度の精度低下が予想される。



(ゼロ点ドリフト 0.1%)

# 2.3 試験配管の特性値

### 2.3.1 内径の実測

圧損測定用試験配管と同一ロットのパイプについて、内径を実測した。測定方法は次のとおりと した。

- ① 同種のパイプについて3断面を抽出する。
- ② 各断面について、次の方法で4方向(互いに45°離隔した子午線上)の内径を算出する。
  - 1) デジタルノギスで外径 Doを測定する
  - 2) 当該方向の両側の管厚 t1, t2 を超音波厚さ計で測定する
  - 3) 当該方向の内径  $D_i = D_o t_1 t_2$ を算出する

測定結果を表 2.14 に示す。なお、外径、厚さとも、JIS G 3452「配管用炭素鋼鋼管」の許容範囲 内であった。

呼び径	内径				内径測定	E値 [mm]	]	
	規格値		方向1	方向2	方向 3	方向 4	平均	総平均
50A	52.9	断面1	52.77	52.77	52.79	53.09	52.86	
		断面 2	52.78	52.77	52.95	52.77	52.82	52.84
		断面3	52.71	52.92	52.93	52.86	52.86	(-0.11%)
80A	80.7	断面1	81.11	80.92	80.99	80.99	81.00	
		断面 2	80.76	80.76	80.79	80.97	80.82	80.96
		断面 3	81.15	81.07	81.01	80.97	81.05	(+0.32%)
100A	105.3	断面1	105.57	105.85	105.58	105.49	105.62	
		断面 2	105.45	105.42	105.63	105.80	105.58	105.61
		断面 3	105.52	105.72	105.59	105.72	105.64	(+0.30%)

表 2.14 圧力損失用試験配管の内径測定結果

※ 総平均欄の()数値は、規格値に対する偏差を示す。



図 2.13 圧力損失用試験配管の内径測定

### 2.3.2 内面粗度の実測

圧損測定用試験配管と同一ロットのパイプについて、内面粗度を実測した。測定方法は次のとお りとした。

- ① 定尺パイプを切断し、中央部の内面を露出させる。
- ② 同一断面の内面において、互いに 90°離隔した 4 点で算術平均粗さ *Ra* を測定する。触 針の移動方向は管軸方向とする。

ここで、表面粗さ計としては、次の装置を使用した。

触針式表面粗さ測定機 (株)ミツトヨ SV-400 (触針テーパ角度 90°、先端半径 2µm) なお、算術平均粗さ *Ra* は、粗さの平均線からの偏差の絶対値の平均値であり、圧損計算に用い る内面絶対粗度(粗さ曲線の平均振幅) *k* とは次のような関係となる。

### $k = \pi \cdot Ra$

測定結果を表 2.15 に示す。内面塗装鋼管の絶対粗度は 100~200 μin. (0.0025~0.005 mm) 程度と されており、ほぼこれに近い値が得られた。

呼び径	内径	掌	算術平均粗	絶対粗度	相対粗度			
	<i>D</i> [mm]	] 位置1 位置2 位置3 位置4 平均						<i>k/D</i> [ - ]
50A	52.84	3.60	1.56	3.20	2.07	2.61	0.0082	$1.6 \times 10^{-4}$
80A	80.96	1.42	1.73	1.67	1.74	1.64	0.0052	$6.4 \times 10^{-5}$
100A	105.61	1.50	1.28	0.81	1.68	1.32	0.0042	$4.0 \times 10^{-5}$

表 2.15 圧力損失用試験配管の内面粗度測定結果



図 2.14 圧力損失用試験配管の内面粗度測定

# 3. 圧力損失特性の測定

# 3.1 データ整理方法

## 3.1.1 流量測定

JIS Z 8762-2:2007 に準拠してオリフィス差圧から流量を算出する。通常のプラント計装では、基 準状態に対して求めた流出係数 *C* の値を定数として扱い、オリフィス差圧、圧力、温度について開 平計算を行うのが一般的である。本設備の場合、流動状態の変動範囲が広く、条件によっては相当 の計算誤差を生じる可能性があることから、ここでは流動状態に応じて流出係数を計算し直すこと とした。なお、流出係数の計算式にはレイノルズ数、すなわち流量を含むため、厳密には流量に関 する反復計算が必要となる。そこで、通常の開平計算によって求めた流量概算値を流出係数計算用 に適用する。これにより、JIS 規格(流出係数の不確かさ 0.5%)と同等の精度が期待できる。

$$\begin{aligned} Q_o &= \frac{3600}{\rho_o} \frac{C}{\sqrt{1-\beta^4}} \varepsilon \frac{\pi}{4} d^2 \sqrt{2(10^3 \Delta P)\rho} \\ &= 900\pi \frac{C}{\rho_o \sqrt{1-\beta^4}} \varepsilon d^2 \sqrt{2(10^3 \Delta P)} \frac{10^6 (P+0.101325)}{z(R_{air}/G)(T+273.15)} \end{aligned}$$
(3-1)  
$$C &= 0.5961 + 0.0261\beta^2 - 0.216\beta^8 + 0.000521 \left(\frac{10^6}{Re_p}\right)^{0.7} \\ &+ \left(0.0188 + 0.0063 \left(\frac{19000\beta}{Re_p}\right)^{0.8}\right) \beta^{3.5} \left(\frac{10^6}{Re_p}\right)^{0.3} \\ D &< 0.07112 [m] \sigma \& de l U F \sigma I g \& l m : \\ &+ 0.011 (0.75 - \beta) \left(2.8 - \frac{D}{0.0254}\right) \\ Re_D &= \frac{\rho_o Q_o}{900\pi D\mu} \\ &= \frac{\rho_o Q_{std}}{900\pi D\mu} \sqrt{\frac{\Delta P}{\Delta P_{std}}} \cdot \frac{P + 0.101325}{P_{std} + 0.101325} \cdot \frac{T_{std} + 273.15}{T + 273.15} \cdot \frac{G_{std}}{G} \\ \varepsilon &= 1 - (0.351 + 0.256\beta^4 + 0.93\beta^8) \left[ 1 - \left(\frac{P + 0.101325 - 0.001\Delta P}{P + 0.101325}\right)^{1/k} \right] \\ &= \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)} \left[ \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} + \frac{\beta^2 - \beta^2}{P_{std}} \right] \\ &= \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{Q_{std}} \left[ \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} + \frac{\beta^2}{P_{std}} \right] \\ &= \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{Q_{std}} \left[ \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \right] \\ &= \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{Q_{std}} \left[ \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \right] \\ &= \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \left[ \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \right] \\ &= \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \left[ \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \right] \\ &= \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \left[ \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \right] \\ &= \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \left[ \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \right] \\ &= \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \left[ \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \right] \\ &= \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \left[ \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \right] \\ &= \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \left[ \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \right] \\ &= \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \left[ \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \right] \\ &= \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \left[ \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \right] \\ &= \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \left[ \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \right] \\ &= \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \left[ \frac{Q_o (1 - \beta^2 + \beta^2)}{P_{std} + \beta^2} \right]$$
 (3-1)

- *P<sub>std</sub>*: 流量計の基準圧力(0.9 MPaG)
- *T<sub>std</sub>* : 流量計の基準入口温度 (20℃)

G<sub>std</sub> : 流量計の基準ガス比重 [-]

<b>R</b> <sub>air</sub>	:	空気のガス定数(286.9 J/kgK)
С	:	流出係数(コーナータップ) [-]
d	:	オリフィス径 [m]
D	:	上流管径 [m]
$Re_D$	:	上流管径 D に関するレイノルズ数 [-]
β	:	絞り直径比(d/D) [-]
ε	:	ガスの膨張補正係数 [-]

ここで、オリフィス差圧 FT-11 は、オリフィス A (大流量用) とオリフィス B (小流量用)の両 方に切替使用する。また、オリフィス流量計を流れる流体は、水素ガスのほか窒素ガスの場合があ る。したがって、上式に含まれるオリフィス形状とガス物性に関するパラメータ値は、表 3.1、3.2 のとおり切り替える。

ガスの流動状態における圧縮係数 z および粘度 $\mu$ は、圧力 P と温度 T の依存性を考慮し、表 3.3、 3.4 に示す表形式データを内挿補間して求める。

記号	内容	オリフィス A	オリフィス ${f B}$
d	オリフィス径 [m]	0.03203	0.01431
D	上流管径 [m]	0.0807	0.0416
β	オリフィス径比( <i>d / D</i> ) [-]	0.3969	0.3440
$Q_{std}$	基準流量 [Nm <sup>3</sup> /h]	5000	1000

表 3.1 流量計オリフィスの切替パラメータ

表 3.2 ガス物性の切替パラメータ

記号	内容	水素ガス	窒素ガス
k	アイゼントロピック指数 [-]	1.41	1.40
G	ガスの比重 [-]	0.06959	0.9670
Z.o	標準状態における圧縮係数 [-]	1.0005	0.9997
$ ho_o$	標準状態における密度 [kg/Nm <sup>3</sup> ]	0.08990	1.2502

		温度 [℃]	]									
		0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50
G]	0.0	1.00054	1.00053	1.00053	1.00053	1.00053	1.00052	1.00052	1.00052	1.00051	1.00051	1.00051
IPa	0.1	1.00107	1.00106	1.00106	1.00105	1.00105	1.00104	1.00104	1.00103	1.00102	1.00102	1.00101
2	0.2	1.00160	1.00159	1.00159	1.00158	1.00157	1.00156	1.00155	1.00154	1.00153	1.00152	1.00151
ĘЪ	0.3	1.00213	1.00212	1.00211	1.00210	1.00209	1.00208	1.00207	1.00205	1.00204	1.00203	1.00201
Ĩ	0.4	1.00267	1.00266	1.00264	1.00263	1.00262	1.00260	1.00258	1.00257	1.00255	1.00253	1.00252
	0.5	1.00321	1.00319	1.00317	1.00316	1.00314	1.00312	1.00310	1.00308	1.00306	1.00304	1.00302
	0.6	1.00374	1.00372	1.00371	1.00369	1.00367	1.00364	1.00362	1.00360	1.00358	1.00355	1.00353
	0.7	1.00428	1.00426	1.00424	1.00422	1.00419	1.00417	1.00414	1.00411	1.00409	1.00406	1.00403
	0.8	1.00482	1.00480	1.00477	1.00475	1.00472	1.00469	1.00466	1.00463	1.00460	1.00457	1.00454
	0.9	1.00536	1.00533	1.00531	1.00528	1.00525	1.00522	1.00518	1.00515	1.00512	1.00508	1.00505
	1.0	1.00590	1.00587	1.00584	1.00581	1.00578	1.00574	1.00571	1.00567	1.00563	1.00559	1.00555

表 3.3(a) 水素ガスの圧縮係数

表 3.3(b) 窒素ガスの圧縮係数

		温度 [℃	]									
		0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50
G	0.0	0.99968	0.99974	0.99980	0.99985	0.99990	0.99994	0.99998	1.00002	1.00006	1.00009	1.00012
IPa(	0.1	0.99937	0.99949	0.99960	0.99971	0.99980	0.99989	0.99997	1.00005	1.00012	1.00018	1.00024
压力 [N	0.2	0.99907	0.99925	0.99942	0.99957	0.99971	0.99984	0.99996	1.00008	1.00018	1.00028	1.00037
	0.3	0.99877	0.99901	0.99923	0.99944	0.99962	0.99980	0.99996	1.00011	1.00025	1.00038	1.00050
	0.4	0.99848	0.99878	0.99905	0.99931	0.99954	0.99976	0.99996	1.00015	1.00032	1.00048	1.00063
	0.5	0.99820	0.99856	0.99888	0.99919	0.99947	0.99973	0.99997	1.00019	1.00040	1.00059	1.00077

(Soave-Redlich-Kwong 状態方程式による計算値)

表 3.4(a) 水素ガスの粘度(	$\times 10^{-6}$	Pa·s)
-------------------	------------------	-------

		温度 [℃]	]									
		0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50
5	0.0	8.3969	8.5018	8.6061	8.7098	8.8129	8.9154	9.0173	9.1186	9.2194	9.3196	9.4193
IPa	0.1	8.3996	8.5044	8.6087	8.7123	8.8153	8.9178	9.0196	9.1209	9.2217	9.3219	9.4216
2	0.2	8.4022	8.5077	8.6112	8.7148	8.8178	8.9202	9.0220	9.1233	9.2240	9.3241	9.4238
ĘЪ	0.3	8.4048	8.5096	8.6137	8.7173	8.8202	8.9226	9.0244	9.1256	9.2263	9.3264	9.4260
Ĩ	0.4	8.4074	8.5122	8.6163	8.7198	8.8227	8.9250	9.0267	9.1279	9.2286	9.3286	9.4282
	0.5	8.4100	8.5147	8.6188	8.7222	8.8251	8.9274	9.0291	9.1302	9.2308	9.3309	9.4304
	0.6	8.4127	8.5173	8.6213	8.7247	8.8275	8.9298	9.0315	9.1326	9.2331	9.3331	9.4326
	0.7	8.4153	8.5199	8.6238	8.7272	8.8300	8.9322	9.0338	9.1349	9.2354	9.3354	9.4349
	0.8	8.4179	8.5224	8.6264	8.7297	8.8324	8.9346	9.0362	9.1372	9.2377	9.3376	9.4371
	0.9	8.4205	8.5250	8.6289	8.7322	8.8349	8.9370	9.0385	9.1395	9.2400	9.3399	9.4393
	1.0	8.4231	8.5276	8.6314	8.7346	8.8373	8.9394	9.0409	9.1418	9.2422	9.3421	9.4415

表 3.4(b) 窒素ガスの粘度 (×10<sup>-6</sup> Pa·s)

		温度 [℃]	]									
		0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50
[IJ	0.0	16.637	16.875	17.112	17.347	17.580	17.812	18.042	18.271	18.497	18.723	18.947
压力 [MPa0	0.1	16.654	16.892	17.129	17.363	17.596	17.828	18.057	18.286	18.512	18.737	18.961
	0.2	16.671	16.909	17.145	17.380	17.612	17.843	18.073	18.301	18.527	18.752	18.976
	0.3	16.689	16.926	17.162	17.396	17.628	17.859	18.089	18.316	18.542	18.767	18.990
	0.4	16.706	16.943	17.179	17.413	17.645	17.875	18.104	18.332	18.558	18.782	19.005
	0.5	16.724	16.961	17.196	17.429	17.661	17.891	18.120	18.347	18.573	18.797	19.020

(NIST Chemistry WebBook)

### 3.1.2 流速とレイノルズ数

試験配管の流速(試験配管入口部) u とレイノルズ数 Re を、次の式により算出する。

$$u = \frac{\rho_o Q_o}{3600\rho(\pi D^2/4)} = \frac{\rho_o Q_o z(R_{air}/G)(T_{in} + 273.15)}{9 \times 10^8 \pi D^2(P_{in} + 0.101325)}$$
(3-2)

$$Re = \frac{\rho \mu D}{\mu} = \frac{\rho_o Q_o}{900\pi D\mu}$$
(3-3)

 Qo
 : ガスの標準状態体積流量(FT-11 演算値)[Nm³/h]

 Pin
 : 試験配管入口圧力(PT-12) [MPaG]

 Tin
 : 流量計入口温度(TT-11) [℃]

 D
 : 試験配管の内径 [m]

 μ
 : ガスの粘度(入口出口平均) [Pa·s]

#### 3.1.3 摩擦係数

(1-3)式より、圧力、差圧、温度、流量の測定値から管摩擦係数を求める式は、次のとおりとなる。

$$f = 4.1670 \times 10^9 \frac{z_o^2 (2000P_{in} + 202.65 - \Delta P) \Delta P}{zG[0.5(T_{in} + T_{out}) + 273.15]LQ_o^2} D^5$$
(3-4)

$$Q_o$$
 : ガスの標準状態体積流量 (FT-11 演算値) [Nm<sup>3</sup>/h]  
 $P_{in}$  : 試験配管入口圧力 (PT-12) [MPaG]  
 $\Delta P$  : 試験配管圧力損失 (DPT-X) [kPa]  
 $T_{in}$  : 流量計入口温度 (TT-11) [°C]  
 $T_{out}$  : 試験配管出口温度 (TT-12) [°C]  
 $L$  : 圧力損失測定区間長さ (22/55/99 m)  
 $z$  : 流動状態におけるガスの圧縮係数 [-]  
 $z_o$  : 標準状態におけるガスの圧縮係数 [-]

上式のうち試験配管圧力損失(DPT-X)  $\Delta P$  は、次の2とおりの値とする。

方法①(片道測定) :  $\Delta P = DPT-12$ 方法②(往復測定) :  $\Delta P = (DPT-13 - DPT-14)/2$ 

#### 3.1.4 摩擦係数計算式との比較

測定データを上述のとおり整理し、流量と圧力損失勾配、およびレイノルズ数と摩擦係数の関係 を導く。測定結果の妥当性を評価するための既存計算式としては、最も一般的な Colebrook の式を 基本とするが、1.2 で述べたように Colebrook 式の修正式、改良式が各種提案されていることから、 ここでは次の3種類の式について比較評価を行う。

Colebrook 式 (1-10)

modified Colebrook 式 (1-11)

AGA 部分乱流式 (1-17)

なお、GERG 式(1-19)については、その中に含まれる Zagarola の式(1-20)の適用範囲外であること、 および、測定データとの整合性が他に比べて明らかに劣ることから、比較対象から外した。

# 3.2 窒素流送時の直管圧損

### 3.2.1 試験条件

試験設備に窒素ガスを充填し、耐圧気密試験を実施した後、試験設備の性能検証として窒素ガス による圧損測定を行った。圧力レベルは、0.3 MPaG と 0.1 MPaG の 2 とおりとした。水素の最高試 験圧力 0.9 MPaG より低めにしたのは、流量計オリフィス差圧伝送器、圧損測定用差圧伝送器のレ ンジの制約による。

圧損測定状態での窒素純度は直接測定していないが、窒素充填の途中過程におけるガス濃度測定 データから、99.9%以上(不純物の大半は酸素)と推定される。

バイパス弁の開度調整により試験配管に流れる流量を段階的に変化させ、圧力損失を測定した。 試験条件は表 3.5 に示すとおりである。

代数 1	575.0	446.2	323.2	302.6	227.1	184.8
×10 <sup>3</sup>	1	1	3	ξ	ξ	3
7 7 0	143.9	93.6	73.6	47.1	31.9	24.2
њж;	44.0	23.6	12.5	47.0	24.4	15.2
() () () () () () () () () () () () () (	2	{	{	{	}	{
~	10.3	4.4	2.6	7.4	3.0	1.8
E E	1203	1422	1343	638	735	777
昰 FT- m3/b	2	2	2	2	2	3
画点	302	299	303	100	103	102
観光	-2.6	-4.3	-2.6	-1.0	-2.1	-0.0
202	2	2	2	ł	2	2
- □刑	-3.7	-5.0	-7.4	-1.5	-2.7	-1.3
T-12	17.5	14.0	11.6	22.9	22.1	22.0
東辺	2	ł	ξ	ξ	ł	ξ
□ 円 円	16.4	12.6	10.3	20.6	18.6	20.1
Ξ	21.0	18.3	18.9	24.0	24.3	22.9
到 日 日	2	{	2	ξ	2	2
赒_ □ <	19.1	17.4	13.0	22.0	20.7	20.1
T-12	0.301	0.298	0.296	0.099	0.100	0.101
7 P. PaG]	2	2	2	2	2	2
Щ Ц Ц Ц Ц Ц	0.274	0.250	0.268	0.087	0.077	0.075
管	50 A	80A	100A	50 A	80A	100A
試験シリーズ名	2-03MPa-050A	2-03MPa-080A	2-03MPa-100A	2-01 MPa-050 A	2-01 MPa-080 A	2-01 MPa-100 A

表 3.5 窒素による圧損測定の試験条件

# 3.2.2 流量-圧損特性

窒素ガス 0.3 MPaG および 0.1 MPaG について、流量と圧力損失の関係をそれぞれ図 3.1、3.2 に示 す。各図(a)~(c)は差圧伝送器 DPT-12~14 の測定値そのものを、(d)は差圧測定値と配管長さから算 出した圧損勾配を、それぞれ流量に対してプロットしている。

圧力損失勾配は「片道測定」と「往復測定」の2とおりで算出されるが、両者はグラフ上ではほ とんど重なり合っている。



図 3.1 流量と圧力損失の関係(窒素ガス 0.3 MPaG)



図 3.2 流量と圧力損失の関係(窒素ガス 0.1 MPaG)

# 3.2.3 レイノルズ数 - 摩擦係数特性

流量-圧損データを(3-3)、(3-4)式に代入し、レイノルズ数と摩擦係数の関係として整理した。図
 3.3、3.4 は、Colebrook、modified Colebrook、AGA の3 種類の摩擦係数計算式について、測定値と
 計算値の偏差をプロットした結果である。

いずれの計算値に対しても、測定値はほぼ±10%の範囲で一致しているが、相対的には AGA の 式が最も一致度が高い。



図 3.5、図 3.6 は、Moody Diagram と同様に、レイノルズ数と摩擦係数の関係を両対数グラフ上に プロットしたもので、測定値と AGA 式による計算値が良好に一致していることが分かる。なお、 AGA 式と他の式との相違は 3%程度であり、対数グラフ上でいずれの式の計算値を描いても見かけ 上はほぼ同じである。

窒素ガスが一般的な圧損特性を有する流体であることを前提とすると、本設備による圧損評価の 妥当性が確認できたことになる。



図 3.5 レイノルズ数と摩擦係数の関係(窒素ガス 0.3 MPaG)



図 3.6 レイノルズ数と摩擦係数の関係(窒素ガス 0.1 MPaG)

# 3.3 水素流送時の直管圧損

#### 3.3.1 試験条件

窒素による圧損測定の後、設備内を水素ガス(JIS 4 級、純度 99.9%以上)で置換し、圧力 0.9 MPaG まで充填した。この状態で設備内の水素ガスを 6 点(3 基のバッファタンクの各上下ノズルより 1 点ずつ)サンプリングし、ガスクロで含有窒素濃度を測定した。6 サンプルいずれも窒素濃度 0.1% 以下(精度保証外の参考値として 0.053~0.061%)であった。水素ガス中の不純物の大半は窒素と 想定されることから、設備内の水素ガス純度は 99.9%以上とみなすことができる。

必要十分な純度が得られたことから、測定データ演算上の水素ガス物性(密度、粘度)には、純 水素の値を使用する。

圧損測定の圧力レベルは、0.9、0.7、0.5、0.3 MPaG の4とおりとした。バイパス弁の開度調整により流量を段階的に変化させ、試験配管の圧力損失を測定した。試験条件は表 3.6 に示すとおりである。

なお、直射日光等によって試験配管の入口出口温度差が過大にならないように、試験配管全体を 遮光シートで被覆した。結果として、表中に示したとおり、入口出口温度差は最大でも4℃程度に 抑えることができた。

試験シリーズ名	部	85 7 7	E力 PT MPaG]	-12	週一人		11-1	見 別 別 別	更 [] []	-12		22	期間	<b>嘶</b> 乙 熊	f FT- m3/h	<u> </u>	Υ. Έ	戦 ∭ [%]		フ ン ス	ルズ 10 <sup>3</sup> ]	銰
H2-09MPa-050A	50 A	0.896	2	.918	13.3	2	15.1	11.2	ξ	14.3	-2.6	2	-0.6	168	2	3707	2.2	4	9.8	11.6	2	255.7
H2-09MPa-080A	80A	0.900	0 2	.918	10.7	{	16.9	9.1	ł	15.8	-2.6	2	-0.6	171	2	4291	1.0	2	4.4	7.7	2	193.9
H2-09MPa-100A	100A	0.900	0 {	.916	11.4	3	17.7	10.2	2	17.4	-2.0	2	+0.3	203	2	4400	0.7	- ~	4.7	7.0		152.9
H2-07MPa-050A	50 A	0.699	2	.734	9.9	2	16.1	9.3	2	16.4	-1.7	2	+1.3	137	2	2621	2.2	4	3.3	9.5	1	83.0
H2-07MPa-080A	80A	0.713	0 2	.745	15.0	{	19.7	15.4	2	20.5	-0.3	2	+1.3	141	2	3433	1.0	2	4.4	6.3	2	154.2
H2-07MPa-100A	100A	0.703	0	.749	11.7	3	21.1	11.8	2	23.0	-0.8	2	+2.6	143	2	3532	0.6	- ~	4.8	4.9		122.8
H2-05MPa-050A	50 A	0.529	2	.547	13.7	2	17.3	12.2	2	16.4	-1.8	2	-0.6	108	2	2306	2.3	4	9.5	7.4	1	159.5
H2-05MPa-080A	80A	0.515	0 {	.543	14.2	2	15.7	12.0	ł	15.3	-2.5	2	-0.2	110	2	2713	1.0	2	4.6	5.0	ł	122.1
H2-05MPa-100A	100A	0.521	0 2	.539	14.7	{	17.5	13.7	ł	16.4	-1.7	2	-0.4	111	2	2716	0.6		4.9	3.8	ł	93.3
H2-03MPa-050A	50 A	0.316	2	.335	15.1	2	18.8	14.4	2	19.1	-1.6	2	+1.2	68	2	1400	2.1	4	4.1	4.7	ĩ	95.8
H2-03MPa-080A	80A	0.311	0 2	.331	12.9	{	17.2	11.7	ł	15.3	-2.4	2	-0.2	200	2	1859	2.7	2	5.2	9.0	į	83.5
H2-03MPa-100A	100A	0.310	0 {	.328	11.5	3	15.9	8.4	2	13.6	-3.8	2	+0.3	201	2	1907	1.6	- 1	5.2	7.0	ξ	66.6

表 3.6 水素による圧損測定の試験条件

## 3.3.2 流量-圧損特性

水素ガス 0.9、0.7、0.5、0.3 MPaG について、流量と圧力損失の関係をそれぞれ図 3.7~3.10 に示 す。各図(a)~(c)は差圧伝送器 DPT-12~14 の測定値そのものを、(d)は差圧測定値と配管長さから算 出した圧損勾配を、それぞれ流量に対してプロットしている。

圧力損失勾配は「片道測定」と「往復測定」の2とおりで算出されるが、両者はグラフ上ではほ とんど重なり合っている。



図 3.7 流量と圧力損失の関係(水素ガス 0.9 MPaG)



図 3.8 流量と圧力損失の関係(水素ガス 0.7 MPaG)



図 3.9 流量と圧力損失の関係(水素ガス 0.5 MPaG) 続く



図 3.9 流量と圧力損失の関係(水素ガス 0.5 MPaG)



(c) 管径 100A

(d) Colebrook 式との比較

図 3.10 流量と圧力損失の関係(水素ガス 0.3 MPaG)

### 3.3.3 レイノルズ数-摩擦係数特性

流量-圧損データを(3-3)、(3-4)式に代入し、レイノルズ数と摩擦係数の関係として整理した。図
 3.11~3.14 は、Colebrook、modified Colebrook、AGA の3種類の摩擦係数計算式について、測定値と
 計算値の偏差をプロットした結果である。

いずれの計算値に対しても、測定精度の低い低流量域(*Re* < 10,000)を除き、測定値はほぼ±10%の範囲で一致しているが、相対的には AGA の式が最も一致度が高い。





図 3.15~3.18 は、Moody Diagram と同様に、レイノルズ数と摩擦係数の関係を両対数グラフ上に プロットしたもので、測定値と AGA 式による計算値が良好に一致していることが分かる。なお、 AGA 式と他の式との相違は 3%程度であり、対数グラフ上でいずれの式の計算値を描いても見かけ 上はほぼ同じである。



図 3.15 レイノルズ数と摩擦係数の関係(水素ガス 0.9 MPaG)



図 3.16 レイノルズ数と摩擦係数の関係(水素ガス 0.7 MPaG)



図 3.17 レイノルズ数と摩擦係数の関係(水素ガス 0.5 MPaG)



図 3.18 レイノルズ数と摩擦係数の関係(水素ガス 0.3 MPaG)

### 3.3.4 直管圧損に関する考察

3種類の管径のうち 50A においては、データのばらつきの様子に関して他と異なる点がある。これについて、次のような原因が考えられる。

特異事象①: 片道測定(●)と往復測定(○)の差が大きい。

推定原因 :

50A 往路の差圧測定区間(DPT-12) に何らかの誤差要因があり、往路の圧損が小さめに 測定されていた可能性が高い。具体的な内容としては、圧力取出し口の穿孔時に生じた僅か なバリなどの影響が考えられる。

特異事象②: Colebrook および modified Colebrook の計算値に対して、摩擦係数の測定値が
 小さめ(測定値<計算値)になる傾向がある。</li>

推定原因 :

表 2.15(内面粗度測定結果)に示したとおり、50A 配管の相対粗度(絶対粗度/内径)は 他に比べて1桁大きいため、Colebrook 式における完全乱流項の重みが増大して摩擦係数が 大きく計算される。

特異事象②について、定量的な補足を行う。図 3.19 は、本試験で使用した 3 種類の配管の相対粗度に基づいて、各摩擦係数計算式を比較したものである。50A 配管の測定データはレイノルズ数が最大で 2.6×10<sup>5</sup> 程度で遷移レイノルズ数  $Re_T$  (5.9×10<sup>5</sup>) に比較的近く、遷移域の形状が緩やかになる Colebrook 式および modified Colebrook 式と、急峻になる AGA 式(および参考として追記したGERG 式)との差が現われやすい。

測定データがAGA式に近いということから、今回の測定範囲に該当する部分乱流領域では、(1-17) 式に示すとおり摩擦係数が内面粗度に依存しない可能性が示唆される。ただし、粗度の影響をより 詳細に考察するには、異なる内面粗度のパイプを使用した比較試験が必要である。





# 3.4 エルボの圧損

## 3.4.1 測定値のまとめ

試験配管折返し部は 90<sup>°</sup> ロングエルボ (曲率半径 *R* = 1.5*D*) 2 個を含むことから、当該部の差圧 測定値 DPT-14 から次式によってエルボの直管相当長 (管内径 *D* の倍数)を求めた。

$$L^{*}_{eq} = \left[\frac{\Delta P_{bend}}{(\Delta P_{st} / L_{st})} - L_{bend}\right] / (2D)$$
(3-5)  

$$L^{*}_{eq} : エルボの直管相当長 (内径倍率) [-]
L_{bend} : 折返し部の配管長 (芯芯) [m]
 $\Delta P_{bend} : 折返し部圧力損失 (DPT-14) [kPa]
 $\Delta P_{st}/L_{st} : 直管部圧力損失勾配 [kPa/m]
D : 管内径 [m]$$$$



図 3.20 直管部と折返し部の差圧測定位置

上式のうち直管部圧力損失勾配 $\Delta P_{st}/L_{st}$ は、次の2とおりの値とする。

片道測定 : 
$$\Delta P_{st}/L_{st} = (DPT-12) / L_{st}$$
  
往復測定 :  $\Delta P_{st}/L_{st} = (DPT-13 - DFT)$ 

 $\Delta P_{st}/L_{st} = (DPT-13 - DPT-14) / (2 L_{st})$ 

	<i>D</i> [m]	L <sub>bend</sub> [m]	$L_{st}$ [m]
50A	0.05284	3.0	22
80A	0.08096	4.1	55
100A	0.10561	5.3	99

表 3.7 エルボの相当管長算出用データ

※ エルボ部の内径は実測していないが、ここでは表 2.14 に示した供試パイ プの内径実測値を流用した。

圧損測定値から算出したエルボの直管相当長を、図 3.21 に示す。ΔP<sub>bend</sub> (DPT-14)の測定値自体 が小さく、ゼロ点ドリフトの影響を受けやすいため、縦軸の値はかなりばらついているが、高レイ ノルズ数の領域では各管径とも概ね 10~15 程度の値に収束している。



図 3.21 エルボの直管相当長

#### 3.4.2 既往のデータとの比較

各種管継手、特にエルボの直管相当長としては種々のデータがあるが、代表的なものとして、以下に2つ例示する。

○ Crane 社の技術資料「Crane Technical Paper No. 410, "Flow of Fluids"」 (1999)

APPENDIX A "90° PIPE BENDS AND FLANGED OR BUTT-WELDING 90° ELBOWS" に、 次のデータが掲載されている。

曲率半径 1.5D のエルボ : 14D

ただし、今回のデータ整理のようにエルボ前後の直管部長さを芯芯(IP 点間)で評価する場合 には、曲率半径の2倍(3D)に相当する直管長を減じる必要があり、11Dに相当する。



r/d	K	r/d	K
1	20 fT	8	$24 f_T$
1.5	$14 f_T$	10	30 fT
2	$12 f_T$	12	34 fT
3	$12 f_T$	14	38 fT
4	14 fr	16	42 fT
6	$17 f_T$	20	50 fT

fr: 円管の乱流摩擦係数(内径 D と等しい長さの円管の損失係数に相当)

○ 消防庁告示第 32 号(平成 20 年 12 月 26 日) 「配管の摩擦損失計算の基準」

別表第1「配管用炭素鋼管(日本工業規格G3452)に応じた管継手及びバルブ類を使用する 場合」に、溶接式90°ロングエルボの直管相当長として次のような値が示されている。

- 50A :  $0.6m \rightarrow 11D$
- 80A :  $1.0m \rightarrow 12D$
- 100A :  $1.3m \rightarrow 12D$

気体、特に水素という極めて密度の小さな流体について、エルボ1個の圧損を正確に測定するこ とは難しいが、今回の測定データから得られた 10~15 という値は、概ね妥当と考えられる。エル ボを含む折返し部の圧損からエルボ前後に接続される直管部の圧損を差し引いてエルボ1個あたり の圧損を算出するという手順において、より信頼性の高いデータを得るには、折返し部の微小な圧 損のほか、直管部の圧損もさらに精密に計測することが必要である。

# 4. 中圧水素圧力解析式の導出

### 4.1 圧力解析式の基本形

ガス導管の流量公式の基本形は次のとおりである。

$$Q_o = 6.4552 \times 10^7 z_o \sqrt{\frac{1}{f}} \sqrt{\frac{P_1^2 - P_2^2}{zGTL}} D^{5/2}$$
(1-3)再出

 $Q_o$ : 標準状態体積流量 [Nm<sup>3</sup>/h]

- $P_1$ : ライン入口圧力 [MPaA]  $P_2$ : ライン出口圧力 [MPaA] T: 温度 [K] L: ライン長さ [m] D: 管内径 [m] f: Fanningの摩擦係数 [-] G: 空気に対する比重 [-] z: 圧縮係数 [-]
- zo : 標準状態における圧縮係数 [-]

上式右辺に含まれる摩擦係数*f*は、今回の試験結果からレイノルズ数、すなわち流量に依存する ことが確認されている。したがって、上式によって圧力条件から流量を求めるには反復計算が必要 となる。

そこで、上式を次のように変形して、流量から圧力を求める形にする。これを、ここで導出する 圧力解析式の基本形とする。

$$P_1^2 - P_2^2 = 2.400 \times 10^{-16} f \frac{zGTL}{z_o^2 D^5} Q_o^2$$
(1-3')

以下では、上式を次の2つの式に分割して取り扱う。

$$P_1^2 - P_2^2 = K_p \frac{TL}{D^5} Q_o^2$$
(4-1)

$$K_{p} = 2.400 \times 10^{-16} f \frac{zG}{z_{o}^{2}}$$
(4-2)

*K<sub>p</sub>* : 圧力損失係数 [-]

なお、ライン全体の圧力損失  $\Delta P = P_1 - P_2$  が入口圧力  $P_1$ に比べて十分小さい場合、(4-1)式は次のようにもできる。

$$\Delta P \approx K_p \frac{TL}{D^5} \frac{Q_o^2}{2P_1} \tag{4-1'}$$

△P: ライン入口出口間の圧力損失 [MPa]

### 4.2 摩擦係数の簡易式

次に、(4-2)式に含まれる摩擦係数fの定式化を考える。

前章に示した試験結果より、中圧水素の管内摩擦係数は、汎用的な Colebrook の式およびその改 良式、特に AGA の式によって実用上十分な精度で近似できることが確認されている。したがって、 必ずしも中圧水素専用の摩擦係数計算式を作成する必要はなく、これら既存の式を中圧水素にも適 用すればよいことになる。

しかしながら、前述したとおり Colebrook の式や AGA の式は陰関数であり、流送条件(圧力、流量)から摩擦係数を求める際に収束計算が必要となる。そこで、ここでは実用的な簡易式を提案することとする。

簡易式の導出方法としては、収集した測定データの回帰式を作成する方法も考えられるが、汎用 性を考慮し、既往の簡易式の適用を考える。測定データが AGA の部分乱流の式(1-17)に最も良く一 致したという事実から、内面粗さを含まない滑らかな円管流れを対象とした式が適用できる。流体 全般あるいは天然ガス用の式として数多くの経験式があるが、以下に候補式を列挙する。

再出
Ī

Nikuradse の式	:	$f = 0.0008 + 0.05525 Re^{-0.237}$	(1-7)再出
--------------	---	------------------------------------	---------

Hermann の式	:	$f = 0.00135 + 0.099Re^{-0.3}$	(1-8)再出
------------	---	--------------------------------	---------

Panhandle A の式 : 
$$\sqrt{1/f} = 6.87 Re^{0.07305}$$
 (1-21)再出

IGT (Institute of Gas Technology) Distrubution の式 :

$$\sqrt{1/f} = 4.619Re^{0.1} \tag{4-3}$$

Mueller 
$$\mathcal{O}$$
式:  $\sqrt{1/f} = 3.35 Re^{0.13}$  (4-4)

White 
$$\mathcal{O}$$
式:  $f = 0.255 (\log Re)^{-2.5}$  (4-5)

図 4.1(a)にこれら各式による摩擦係数の計算値を、同図(b)に各式の AGA 式に対する偏差を示す。 これらの中では、White の式(4-5)が幅広いレイノルズ数の範囲で AGA 式と良く一致し、関数形も簡 易である。この(4-5)式の定数を次のように変更すれば、レイノルズ数 10<sup>4</sup>~10<sup>7</sup>の範囲で AGA 式と の一致度をさらに高めることができる。これを摩擦係数の簡易式として提案する。

$$f = 0.231 (\log Re)^{-2.43}$$
(4-6)





図 3.11~3.14 に 3 種類の摩擦係数計算式(Colebrook、modified Colebrook、AGA)と測定値との比較を示したが、図 4.2~4.5 はそれと同様の書式で(4-6)式による計算値と測定値を比較したものである。(4-6)式は AGA 式の近似式であることから、偏差のばらつきも AGA 式と同程度になっている。



図 4.3 摩擦係数測定値と計算値(提案式(4-6))の偏差 (水素ガス 0.7 MPaG)



図 4.4 摩擦係数測定値と計算値(提案式(4-6))の偏差 (水素ガス 0.5 MPaG)



図 4.5 摩擦係数測定値と計算値(提案式(4-6))の偏差 (水素ガス 0.3 MPaG)

# 4.3 圧力解析式のまとめ

(4-6)式を(4-2)式に代入することにより、圧力解析式中の損失係数 Kp として次式を得る。

$$K_{p} = 5.54 \times 10^{-17} \left( \log Re \right)^{-2.43} \frac{zG}{z_{o}^{2}}$$
(4-7)

(4-7)式は、水素のみならず、ガスの種類によらず適用できる一般式である。中圧水素に限定した式とするには、 $z_o = 1.00054$ 、z = 1.00369 (0.6 MPaG, 15°C)、G = 0.06959を代入して、次のようにできる。

$$K_{p} = 3.87 \times 10^{-18} \left( \log Re \right)^{-2.43} \tag{4-8}$$

以上より、(4-1)式と(4-8)式の組合せによって、中圧水素圧力解析式とすることができる。 なお、(4-8)式の適用範囲は部分乱流域に限られ、レイノルズ数の上限は次のとおりである。

$$Re < 1.4125 \cdot \frac{3.7D}{k} \cdot 4\log\left(\frac{3.7D}{k}\right)$$
(4-9)

管径 100A 以上であれば上式右辺の値は 10<sup>6</sup>を下回ることはなく、1.3 で想定した当面の実機水素 導管の規模では、この範囲を逸脱することはない。

# 4.4 各種因子による誤差評価

#### 4.4.1 管の曲がり

本調査では、基本的な圧力損失特性として直管における圧力解析式を導出したが、実際のガス導 管では、エルボ、ベンドなどの曲がり、ティー分岐、レデューサ、バルブ等の継手・機器類が接続 されることから、直管の場合に比べて単位長さあたりの圧力損失が増大する。ここで、最も接続頻 度の高いエルボについて、その影響を評価する。

図 4.6 は、エルボ1 個あたり直管長さ(エルボ間の平均直管距離)に対して、直管1 m あたりの 相当管長をプロットした結果である。ここで、曲率半径 1.5D (D: 内径)の 90°ロングエルボの相 当管長を 12D とした。

例えば、500A 導管において直管 20 m ごとにエルボが 1 個の割合で接続されている場合、相当管 長は実管長の約 1.30 倍となる。圧力解析式(4-1)において圧力条件一定(簡単のため圧力損失係数も 一定)のとき、流量計算値は管長の-0.5 乗に比例することから、管長が 1.30 倍になると流量は 0.88 倍となる。

圧力解析式中の管長に、あらかじめ標準的な相当管長倍率(相当管長/実管長)を見込んでおく ことも考えられるが、図 4.6 から明らかなように、エルボ1個あたりの直管長が20~30m以下では 相当管長倍率が大きく変化するため、標準的な相当管長倍率を一意的に設定すると誤差増大の原因 になる。また、エルボの設置間隔が同じでも、管径によって相当管長倍率は異なる。したがって、 圧力解析式は直管ベースとし、エルボなど継手の影響は個別に相当管長を算出して、圧力解析式の 管長として代入するのが実用的と考えられる。



図 4.6 90°ロングエルボ設置間隔と相当管長の関係

## 4.4.2 管の内径

圧損計算をする場合、管の内径を実測せずに、規格値を使用するのが一般的である。ここでは、 中圧都市ガス導管用の代表的な管種である SGP (JIS G 3452 配管用炭素鋼鋼管)について、製品内 径のばらつきによる圧力解析式の誤差を評価する。

SGP の寸法許容差を表 4.1 に示す。また、参考として、STPG (JIS G 3454 圧力配管用炭素鋼鋼管) の寸法許容差を表 4.2 に示す。

呼び径	外径の許容差	厚さの許容差
40A 以下	$\pm 0.5 \text{ mm}$	
50A 以上	±1%	
125A 以下		+規定しない
150A 以上	$\pm 1.6 \text{ mm}$	-12.5%
175A 以下		
200A 以上	$\pm 0.8$ %	

表 4.1 SGP(JIS G 3452 配管用炭素鋼鋼管)の寸法許容差

表 4.2 ;	STPG	(JIS C	3454	(圧力配管用炭素鋼鋼管)	の寸法許容差
---------	------	--------	------	--------------	--------

区分	外径の	許容差	厚さの	許容差
	呼び径	許容差	厚さ区分	許容差
熱間仕上継目鋼管	40A以下	$\pm 0.5$ mm		
	50A 以上 125A 以下	±1 %	4 mm 未満	$+0.6 \mathrm{mm}$ $-0.5 \mathrm{mm}$
	150A	±1.6 mm	4 mm 以上	+15%
	200A 以上	$\pm 0.8$ %		-12.5 %
	ただし、呼び往 周長によってす 合の許容差は±	E 350A 以上は らよい。この場 =0.5 %とする。		
冷間仕上継目鋼管及び	25A 以下	$\pm 0.3 \text{ mm}$	3 mm 未満	$\pm 0.3 \text{ mm}$
電気抵抗溶接鋼管	32A 以上	$\pm 0.8$ %	3 mm 以上	$\pm 10$ %
	ただし、呼び後 周長によってす 合の許容差は当	E 350A 以上は らよい。この場 =0.5 %とする。		

これをもとに、100A~500Aの SGP について内径の上下限範囲を求めると、表 4.3 のとおりとなる。ただし、SGP については厚さの上限の規定がないため、STPG と同等の+15%とした。表中に示すとおり、内径の規格値に対する下限~上限の比率の範囲は、0.98~1.02 程度である。
	内径の規格値 Dstd			内径の下限値 Dmin			内径の上限値 Dmax				
管径	外径 [mm]	厚さ [mm]	Dstd [mm]	外径 下限	厚さ 上限	Dmin [mm]	Dmin /Dstd	外径 上限	厚さ 下限	Dmax [mm]	Dmax /Dstd
100A	114.3	4.5	105.3	-1.0%	+15%	102.8	0.976	+1.0%	-12.5%	107.6	1.022
150A	165.2	5.0	155.2	-1.6mm	+15%	152.1	0.980	+1.6mm	-12.5%	158.1	1.018
200A	216.3	5.8	204.7	-0.8%	+15%	201.2	0.983	+0.8%	-12.5%	207.9	1.016
250A	267.4	6.6	254.2	-0.8%	+15%	250.1	0.984	+0.8%	-12.5%	258.0	1.015
300A	318.5	6.9	304.7	-0.8%	+15%	300.1	0.985	+0.8%	-12.5%	309.0	1.014
400A	406.4	7.9	390.6	-0.8%	+15%	385.0	0.986	+0.8%	-12.5%	395.8	1.013
500A	508.0	7.9	492.2	-0.8%	+15%	485.8	0.987	+0.8%	-12.5%	498.2	1.012

表 4.3 SGP 内径の下限値と上限値

圧力解析式(4-1)では、流量条件から圧力損失を求める場合は、圧損計算値は管内径の5乗に反比例する。したがって、内径の規格値 **D**<sub>std</sub>をもとに圧損を計算したとき、

実際の管内径が下限値 $D_{\min}$ 相当の場合、実際の圧損は計算値の $(D_{\min}/D_{std})^{-5}$ 倍 実際の管内径が上限値 $D_{\max}$ 相当の場合、実際の圧損は計算値の $(D_{\max}/D_{std})^{-5}$ 倍

となる。これより、管の寸法が規格上の許容範囲内でばらついたときの圧損計算誤差は、表 4.4 に 示すとおり、±6~13%程度となる。

また、圧力解析式(4-1)において、圧力条件から流量を求める場合、流量計算値は管内径の 2.5 乗 に比例する。したがって、内径の規格値  $D_{std}$ をもとに流量を計算したとき、

実際の管内径が下限値 *D*<sub>min</sub>相当の場合、実際に流れる流量は計算値の(*D*<sub>min</sub>/*D*<sub>std</sub>)<sup>2.5</sup> 倍 実際の管内径が上限値 *D*<sub>max</sub>相当の場合、実際に流れる流量は計算値の(*D*<sub>max</sub>/*D*<sub>std</sub>)<sup>2.5</sup> 倍 となり、その範囲はおおよそ±3~6%程度である。

管径	圧損の言	计算誤差	流量の言	流量の計算誤差		
	内径下限	内径上限	内径下限	内径上限		
100A	+12.7%	-10.1%	-5.8%	+5.5%		
150A	+10.6%	-8.7%	-4.9%	+4.7%		
200A	+8.9%	-7.4%	-4.2%	+3.9%		
250A	+8.5%	-7.1%	-4.0%	+3.8%		
300A	+7.9%	-6.7%	-3.7%	+3.5%		
400A	+7.5%	-6.4%	-3.6%	+3.4%		
500A	+6.8%	-5.9%	-3.2%	+3.1%		

表 4.4 SGP 内径偏差による計算誤差(実際の値/計算値)

#### 4.4.3 管の内面粗度

本調査で導出した圧力解析式は、部分乱流域での圧損特性は内面粗度に依存しないという推察に 基づいているが、測定に使用した鋼管の種類は単一であり、内面粗度の依存性について積極的に確 認したわけではない。ここでは、念のために圧力損失特性の内面粗度依存性が Colebrook の式と同 等であると仮定し、内面粗度の影響の大きさを評価する。

圧損測定用配管の内面粗度(絶対粗度 k)の実測値は、表 2.15 に示したとおりである。また、一般的な鋼管の内面粗度の目安を 8 ページに示した。ここでは、水素ガス導管の粗度の範囲を次のように想定する。

粗度下限值 $k_{\min}$	:	0.0025 mm	(100 µin.)	 内面塗装鋼管の下限値
粗度標準值 $k_{\rm std}$	:	0.005 mm	(200 µin.)	 内面塗装鋼管の標準値
粗度上限值 $k_{\max}$	:	0.025 mm (	1000 µin.)	 内面無塗装鋼管の標準設計値

内面粗度による摩擦係数の違いは、レイノルズ数が大きいほど顕著になる。水素ガス導管の想定 レイノルズ数は最大で10<sup>5</sup>であることから、この上限値で影響度を評価した。

表 4.5 は、Colebrook の式による Transmission Factor  $\sqrt{1/f}$  の値を、3 とおりの内面粗度に対して求めた結果である。ここで、流量は $\sqrt{1/f}$  に比例するため、 $\sqrt{1/f}$  の相対値が同一圧損に対する流量計算値の比率となる。また、図 4.7 は計算結果を図示したものである。

例えば、100A内面無塗装鋼管(内面粗度 0.025 mm 相当)の輸送能力を評価する場合に、内面粗 度の値として内面塗装鋼管の標準値 0.005 mm を使用したとすると、

・圧損条件から流量を求めると、流量が(1/0.975 =) 2.5% 大きめに計算される

・流量条件から圧損を求めると、圧損が(0.975<sup>2</sup>/1=)5%小さめに計算される

ことになる。

以上より、ここで想定する管径 100A 以上、レイノルズ数 10<sup>5</sup> 以下の領域では、内面塗装の有無 による流量計算値の違いは最大でも 2~3%程度であり、内面粗度の影響は比較的軽微であるといえ る。繰り返しになるが、この試算は Colebrook の式に基づいたものであり、実際には内面粗度の影響はさらに小さい可能性が高い。

管径	内径 D	$k_{\min} =$	0.0025 mm $k_{\rm std} =$		0.005 mm	$k_{\rm max} = -0.025 \ {\rm mm}$	
	[mm]	$k_{\min}/D$ [-]	$\sqrt{1/f}$	$k_{\rm std}/D$ [-]	$\sqrt{1/f}$	$k_{\text{max}}/D$ [-]	$\sqrt{1/f}$
100A	105.3	$2.4 \times 10^{-5}$	14.86	$4.7 \times 10^{-5}$	14.81	$2.4 \times 10^{-4}$	14.44
			(1.003)				(0.975)
200A	204.7	$1.2 \times 10^{-5}$	14.88	$2.4 \times 10^{-5}$	14.86	$1.2 \times 10^{-4}$	14.66
			(1.002)				(0.986)
300A	304.7	$8.2 \times 10^{-6}$	14.89	$1.6 \times 10^{-5}$	14.87	$8.2 \times 10^{-5}$	14.74
			(1.001)				(0.991)
500A	492.2	$5.1 \times 10^{-6}$	14.90	$1.0 \times 10^{-5}$	14.89	$5.1 \times 10^{-5}$	14.80
			(1.001)				(0.994)

表 4.5 相対粗度の違いによる Colebrook 摩擦係数の計算結果 ( $Re = 10^5$ )

※  $\sqrt{1/f}$ 欄の()は、 $k_{std} = 0.005 \text{ mm}$ の値に対する相対値



図 4.7 内面粗度が流量計算値に及ぼす影響(Colebrook 式ベース)

#### 4.4.4 水素ガスの粘度

図 4.8 に、水素の粘度の温度依存性を示す。圧力範囲は 0.3~0.9 MPaG としたが、圧力による違いは僅かである。

いま、圧力解析式に適用する粘度として、次の値を標準値として使用したとする。

粘度標準值 : 0.00872 mPa·s @ 0.6MPaG, 15℃

これに対して、水素ガス導管の運転状態が圧力 0.3~1 MPaG、温度 0~50℃の範囲で変動したとすると、粘度の変動範囲は次のとおりとなる。

粘度上限值 : 0.00944 mPa·s @ 1.0MPaG, 50℃ ... 標準値×1.082

粘度下限値 : 0.00840 mPa·s @ 0.3MPaG,0℃ ... 標準値×0.963 圧力解析式(4-1)において、圧損から流量を算出する場合、

流量は摩擦係数fの-0.5 乗に比例

・fはReの-0.25 乗に比例 ... 図 4.1(a)に示したグラフ勾配の平均的な値

・*Re* は粘度の-1 乗に比例



図 4.8 水素ガスの粘度 (NIST Chemical WebBook)

であることから、流量は粘度の-0.125 乗に比例することになる。これより、粘度の変動範囲 0.963 ~1.082 に対して、流量計算値の変動範囲は 1.005~0.990 となる。

したがって、粘度を温度・圧力に係らず一定値とすることによる計算誤差は、最大でも 1%以下 であり、粘度の温度・圧力依存性を考慮しなくても実用精度上の問題はないといえる。

### 4.4.5 水素ガスの圧縮係数

図 4.9 に、水素とメタンについて中圧域における圧縮係数の値を示す。水素はメタンに比べて圧 縮係数が 1(理想気体)に近く、圧縮係数の温度・圧力依存性も小さいことが分かる。これは、図 4.10 に示すように対臨界値の領域が異なるためである。

(1-3)式に示したとおり、既知の圧力損失から流量を計算する場合、流量は圧縮係数の-0.5 乗に 比例する。水素の中圧域における圧縮係数の変化は1.0005~1.006 程度であるので、圧縮係数を1.0 として計算したときの流量誤差は、高々0.003(0.3%)程度である。



(b) メタン

図 4.9 圧縮係数の温度・圧力依存性(SRK の式による計算値)



図 4.10 圧縮係数線図 (枠内は、0.3~1 MPaG、0~30℃の領域を示す)

## 4.4.6 影響因子のまとめ

以上の評価結果より、中圧水素圧力解析式の計算精度に及ぼす各種因子の影響をまとめると、下 表のとおりとなる。なお、圧力解析式は、入口圧力と流量から、出口圧力または圧力損失を算出す るための定式としているが、ここでは誤差を直感的にイメージしやすいように、圧力条件から流量 計算値を求める場合を想定した。

	Γ		
因子      圧力解析式		流量の評価誤差	備考
		(宇際に流れる流量/流量計質値)	
		(天际に1040分加重/1加重日并恒)	
管の曲がり	× 含まない	直管 20m ごとにエルボがあるとき、	管径が大きいほど
	(直管を前提)	-12%(管径 500A 時)	影響大
管の内径	○ 含む	JIS 規格値で計算した場合、許容範囲内で	管径が小さいほど
		±5.5 %(管径 100A 時)	影響大
管の内面粗度	× 含まない	AGA 部分乱流式は、内面粗度に依存しな	管径が小さいとき
		い。Colebrook 式を仮定しても影響小	影響の可能性あり
粘度	○ <i>Re</i> 数に含む	粘度の圧力・温度依存性の影響は微小(1%	管径によらない
		以下)であり、固定値適用で可	
圧縮係数	× 含まない	圧縮係数の圧力・温度依存性の影響は	管径によらない
		無視できる程度(0.3%程度)	

表 4.6 中圧水素圧力解析式の計算精度に及ぼす影響因子

### 5. 総 括

水素は常温では気体として扱われるが、各種の実用流体の中でも最も密度が小さく、設備設計上 の不確定要素の多い流体である。近い将来、燃料電池等のクリーンな燃料としての需要拡大が期待 されるが、本格的な実用化・普及のためには、大量輸送手段としての水素ガスパイプラインの技術 確立が必要不可欠である。

本調査では、パイプライン基本計画のベースとなる輸送能力評価手法を確立するため、実際の水 素ガスを使用した圧力損失測定データをもとに、流量から圧力損失を計算する圧力解析式の導出を 試みた。測定の結果、水素ガスの圧力損失特性は、都市ガスや天然ガスに広く適用される AGA の 部分乱流の式、すなわち Prandtl-Karman 修正式に準拠することが確認された。これより、水素用と して特別な式を導くよりも、AGA の式との相関性の高い既存の簡易式を流用するのが妥当と考えた。 圧力解析式は次のような一般形で表現される。

$$P_1^2 - P_2^2 = K_p \frac{TL}{D^5} Q_o^2$$

 $Q_o$ : 標準状態体積流量 [Nm<sup>3</sup>/h]

 P1
 :
 ライン入口圧力 [MPaA]

 P2
 :
 ライン出口圧力 [MPaA]

 T
 :
 温度 [K]

 L
 :
 ライン長さ [m]

D : 管内径 [m]

特に、入口圧力  $P_1$ に対して圧力降下がさほど大きくない場合には、次のように近似できる。ここで、 $\Delta P = P_1 - P_2$  [MPa]である。

$$\Delta P \approx K_p \frac{TL}{D^5} \frac{Q_o^2}{2P_1}$$

上式右辺の $K_p$ は圧力損失係数であり、中圧水素の特性値を組み込んだ形として、次の計算式を 提案する。

$$K_p = 3.87 \times 10^{-18} (\log Re)^{-2.43}$$

この式は Prandtl-Karman の式の近似式である White の式をベースとし、式中の定数を修正したもので、当面の水素導管の想定規模( $Re < 10^5$ )では実用上十分な精度を有する。

平成 23 年度より 2 ヶ年に亘って実施してきた水素導管圧力解析調査は、既に相応の成果を達成したと考えるが、さらなる技術深化のための追加実施項目としては、次のような事項が挙げられる。

- 1) 低圧領域(H23年度実施)と中圧領域(H24年度実施)それぞれで導出した圧力解析式の統括的取り扱い手法の整理
- 2) 既設都市ガス導管を水素ガス導管に転用するケースを想定した、両ガスの輸送特性の換 算手法の整理
- 3) エルボなど配管継手の圧損特性に関する実用データの蓄積

# Ⅲ. 添付資料

# 1. 試験設備の系統図(P&ID)





# 2. 試験設備の写真



試験設備全景



試験設備遠景(ブロワ周り)



ブロワ



試験設備遠景(バッファタンク周り)



ブロワ



ガスクーラ



冷却塔



バッファタンク



流量計 (上流側助走区間)



圧力・差圧取出し口



バッファタンク



流量計(オリフィスブロックと差圧伝送器)



放散筒と水素カードル



試験配管 (全景)



試験配管(遮光シート全景)



データ収集用ロガー



試験配管(折返し部)



試験配管(遮光シート詳細)



監視画面