水素液化プロセスの検討

山下直彦

日本エア・リキード(株) エンジニアリング事業部 兵庫県加古郡播磨町新島 16
(E-mail: naohiko.yamashita@airliquide.com)

(2003 年 4 月 8 日受理)

A Study of the Hydrogen Liquefaction Process

Naohiko YAMASHITA

Division of Engineering, Air Liquide Japan, Ltd.,
16 Nijjima, Harima-cho, Kako-gun, Hyogo 675-0181

(Received April 8, 2003)

Synopsis: Air Liquide Japan has studied the hydrogen liquefaction process, focusing on the supply of liquid hydrogen to the stations for fuel-cell vehicles in Phase II-Task 9 of the WE-NET Project. A survey of state-of-the-art hydrogen liquefaction technology has led to determination of the best process: Proven technology reveals the feasibility of utilizing a cold source of LNG to reduce the power of hydrogen liquefaction. A feasibility study was further detailed through the cooperation of IHI, in which the cryogenic reciprocating compressor applied to HP-stages of hydrogen recycle compression at the production capacity of 3t/d was reviewed. It was found that this process gives a cost-effective solution in terms of the power of liquefaction and investment required. The cost for liquid hydrogen production was also estimated and evaluated. This is a promising process that could lead to further advantages in large-capacity production.

Keywords: liquid hydrogen, liquefaction, LNG, hydrogen fuel cell, WE-NET

1. はじめに

クリーン・エネルギーとして注目される水素の利用を普及させるには、インフラの整備が不可欠である。水素自動車などの利用では、エネルギー密度の観点から液体水素での搭載が最適形態となる。初期形態として高圧水素ガスを搭載する方式も利用されているが、液体水素に対抗するため、その圧力を益々高くする必要が出ている。また、水素ステーションでの貯蔵、水素生成基地からの大量輸送を考えると、液体水素の方式が必須となって来るであろう。

これまで、日本での液体水素の需要は宇宙開発関連がほとんどで、消費量が限られおり、高品質が要求されることもあり、液体水素の製造コストは割高である。また、日本ではエネルギーの海外依存度も高いことも

あり、水素液化の動力費が液体での利用の障害要因となっている。

本稿では、WE-NET の第 II 期タスク 9 において、日本エア・リキード(株)が担当した水素の液化プロセスとその効率化に関する研究を中心に紹介する。第 I 期では、長期的な視野に立ち、300 t/d の大容量液化システムについて検討した (Fig. 1 参照)。第 II 期では、水素エネルギーの段階的導入を促すため、短期・中期での実用化を目指す研究開発を行うことが設定された。そのため、水素自動車用水素供給ステーションに液体水素を提供することを目的とし、水素液化システムのプロセスについて検討した。第 I 期分に関しては、深野氏ら¹⁾の解説がある。また、詳細は報告書^{2~5)}を参照のこと。尚、同研究部会での三菱重工工業殿担当の研究開発については、頁数の関係で述べない。

Fig. 1 Flow sheet of 300 t/d LH₂ plant.

2. 水素の液化と利用の歴史

J. Dewar は 1898 年に J/T 膨張を利用して水素の液化に成功した。また、K.E. Tsiolkovskiy は 1903 年に LH₂ と LO₂ によるロケット推進のアイデアを発表している。J.L. Sloop⁶⁾ は液体水素に係わる 1959 年までの歴史について詳述している。

G. Heisenberg は 1926 年に、創始されて間もない量子力学を水素分子に適用し、水素の 2 つの状態、ortho/para 状態の存在を明らかにした。

水素は核スピン 1/2 (Fermi 粒子) の等核 2 原子分子で、核スピンの合成は 0 (反対向) か 1 (同方向) となる。(その縮重度は 1 と 3 で、少ない方を para, 多い方を ortho として区別する。)

量子力学の原理から、回転の量子数 J に対して、para-H₂ は J が偶数の状態 ($J=0, 2, \dots$) に、ortho-H₂ は J が奇数の状態 ($J=1, 3, \dots$) に制約される。水素は、慣性モーメントが小さいため、このエネルギー準位間隔が大きく、低温で ortho/para の量子効果が顕著に現れる。常温では合成核スピンの縮重度から 25% para-H₂、低温極限では $J=0$ の基底状態 (para-H₂) に落ち込み、熱平衡で 100% para-H₂ となる。この ortho/para 変換 (以降 O/P 変換と呼ぶ) は発熱反応である。水素の液化では O/P 変換を促進する触媒が使用される。

米国の液体水素の本格的利用は、米軍での液体水素燃料ロケットの開発研究、スプートニク・ショック (1957 年) を契機とする、米国の威信をかけた NASA

アポロ計画によるところが大きい。

1950～1971 年の間の米国での液体水素製造規模と価格の変遷について、文献 7 で述べられている。特に 1960 年から 1965 年にかけてのプラント規模の急激な増加と製品価格の急激な降下は興味深い。背景には、政府による設備費の全額補助の政策があったと指摘されている。また、液体水素の生産と利用について、Fig. 2 に示すグラフ⁸⁾では 1988 年までが、更に、G.E. Kiard⁹⁾ により 1997 年までが出ている。

Fig. 2 LH₂ production capacity and consumptions in the USA and Canada (modified from CEH'90).

また、各々には、合計製造能力、合計消費量、政府 (NASA) での消費と商業用消費の内訳も出ている。因みに、文献 9 は ICEC17 (1998 年) での Dewar の水素液化 100 周年を記念した招待講演の一つである。

米国での液体水素の消費量⁸⁾について、1958 年まで数 t/d であったが、1967 年には 120 t/d に急増している。これは、アポロ計画の需要を反映したものといえる。一方、商業用消費は 1960 年頃から順調に伸び、1970 年ごろ、NASA の消費を追い抜いている。

液体水素利用の先進国の米国でのこれらの事情は、環境の違いはあるが、日本で液体水素の利用を普及させる上で参考となるであろう。

Dewar が最初に水素の液化に成功したとき、原料水素は、約 180 atm に加圧され、LN₂ で予冷された後、J/T 弁で膨張する簡単な方式が利用された。その後、減圧した液体窒素での予冷も併用する方法が使われた。

J/T 自由膨張による冷却は J/T 反転曲線の内部で有効である。これは、水素では、80 K で約 155 bar、65 K で約 135 bar を通る。いずれにしても、80~150 bar 程度の高圧の原料圧力が必要となる。

その後、往復動式の断熱膨張エンジンが使われるようになり、プラント効率が上がった。更に、断熱膨張タービンが開発され、また、油潤滑式がガス・ベアリング式に代えられメンテナンス・フリーな現代の液化機の姿になった。また、熱交換器の形式もアルミ・ブレージング熱交換器が使われるようになった。

3. 水素ステーション向水素液化機の検討

水素自動車ステーションへ液体水素を供給するとの想定で水素液化機を検討した²⁾。水素利用のバス 1 台で 500 Nm³、自家用車で 50 Nm³ 程度の水素が搭載され、ステーションあたり 300 Nm³/h 程度が必要とされている。これらから、水素液化機の規模を 10~30 t/d と設定した。

3.1 液化サイクル

液化サイクルを選定するにあたり、日本エア・リキードおよびフランス Air Liquide (以降 AL と略す) の製作実績を調査し、評価した。AL での大型水素液化機の実績の中で米国 Air Reduction (現 BOC Gases) 社向 3,600 L/H (1963 年、4.7 t/d) は、ガス・ベアリング式膨張タービン (AL 製) を世界で初めて使用したものとして注目される⁷⁾。

更に、最新技術を結集した、HYDROGENAL (1985 年 Canada) と AL Waziers (1986 年 France)⁸⁾、いずれ

も 6,500 L/H (11 t/d)、更に、AL Kourou (1990 年 France 領 Guiana) 1,500 L/H (2.6 t/d) がある^{8,10)}。これら及び、後述の太平洋液化水素(株)殿向 850 L/H 液化機は、同様の先端技術を利用している。

つまり、高圧水素膨張タービン方式と O/P 変換触媒を熱交換器に埋め込む連続 O/P 変換方式の採用である。また、LN₂ 温度以下の寒冷発生に AL 製・膨張タービンを使用している。水素液化装置部は Fig. 1 のプロセスフローに近い、ただし、タービンで動力回収はしていない。タービンの台数は 6,500 L/H 液化機で 3 台、他の 2 基の液化機では 2 台使用している。

今回の検討では、これらを最善のプロセスとして参照した。実際、WE-NET の 1 期では、世界の最新式大型水素液化機のサーベイと種々の液化サイクルの比較検討を行い、Fig. 1 に示した高圧水素リサイクル方式の優位性を結論づけた¹⁾。

一方、日本エア・リキードの大型水素液化機の製作実績として、岩谷瓦斯(株)殿向 730 L/H (1.2 t/d, 1978 年)^{7,10,11)}と太平洋液化水素(株)殿向 850 L/H (1.4 t/d, 1987 年)⁸⁾がある。この 2 台が、国内で現在稼働している大型水素液化機である。いずれも、製品液体水素の殆どが宇宙開発関連に使われている。

3.2 膨張タービン

液体窒素温度以下の寒冷発生に使用する膨張タービンは、AL 社の標準品の中から選定した。これは、幾何学的サイズと最大寒冷発生量などに照らして選ばれ、C3 から C7 までに分類される。(相対的流量は Table 1 参照)

インペラー形状を 3 次元に変更して、約 2 倍の寒冷発生に対応するタイプも開発されている¹³⁾。

3 台使用すると、30~40 t/d 程度までの液化機が製作可能であることが解った。

3.3 水素圧縮機

30 t/d 程度の液化機に必要な水素圧縮機は、神戸製鋼所殿の協力を得て、適用性を調査した。水素は最も軽いガスであるので、現在の技術では、遠心式圧縮機の適用が難しい。従って、無給油式往復動圧縮機と給油式スクリュ圧縮機について、機種選定を依頼した。検討結果によると、10 t/d の規模では、両方式の適用が可能である。

Table 1 Relative capacity of AL standard turbines.

Series	C3	C4	C5	C6	C7
Max.Capacity	1	2	4	10	22.5

30 t/d になると往復動式では複数のマシンを並列に使用する必要が出てくる。また、スクリュウ圧縮機ではサイズを小さくできる（但し、除油器の容量は大きくなる）などが解った。

3.4 窒素再液化機

窒素再液化機は、工業的に液体製品を算出する空気分離装置付属の大型液化機を応用でき、技術的問題はない。むしろ、10 t/d 規模の水素液化機の場合には、再液化機のプロセスは、より簡略化した方が良いと判断される。

3.5 まとめ

水素液化機の規模 10~30 t/d 程度は、現有技術で製作可能であることが解った。所要動力についてもまとめた（Table 2 の従来技術の欄を参照のこと）。動力低減に有効な提案を以降に述べる。

4. LNG 冷熱利用水素液化機の検討

日本では天然ガスの国内産出が少ない（3%）ので、大部分を LNG の輸入に依存している。その冷熱の約 3/4 は活用されていない¹⁴⁾。そこで、本検討では、電気代を安く抑え易い LNG 基地に隣接して、LNG を原料に水素を生成し（副生ガスとして CO あるいは CO₂ を併産も可能）から精製までを行う。その際に、LNG の冷熱を利用し、液化に要する動力がどの程度削減できるかを調べた⁴⁾。

4.1 従来法による水素液化動力

液化能力として、1 t/d、10 t/d、30 t/d の液化機の検討を行うが、比較のために従来法による液化動力も評価した。1 t/d のケースは、参考文献 15 の第 1.3 章“コークス炉副生ガスを用いた水素供給システム検討”（川崎重工業殿のもとで、特に、水素液化機に関しては日本エア・リキードが担当した）を参照した。

4.2 検討条件

LNG の組成は、メタン 90.78 mol%、エタン 5.92 mol%、プロパン 2.39 mol%、ブタン 0.88 mol%、ペンタン 0.02 mol%、窒素 0.01 mol% とした。

この組成に対し、大気圧での沸騰点は -160.3℃で、3.2 MPa（本稿では、原則、圧力は絶対圧で表示）での沸騰点は -90.0℃、露点は -30.2℃である。

昇圧後の LNG 温度は、寒冷回収用熱交換器入口で -153℃とした。

天然ガスからの水素の製造には、水蒸気改質（+CO 転化）+PSA を想定したが、水素の圧力が保てる方法であれば、その限りでない。

また、改質反応圧力として、1.0~2.8 MPa が一般的であるが、下流の水素液化サイクルでの原料圧力の従来からの検討値 3.0 MPa に合わせた。

LNG の利用形態として次の 3 ケースについて検討した。

Case 1 : Fig. 3 参照

LNG をポンプで昇圧後、その冷熱を利用し、水素液化機の原料水素を -150℃まで冷却する。それ以降、約 80K までは LN2 の寒冷を利用する。圧力は、ポンプ入口：大気圧、ポンプ出口：3.3 MPa、熱交内 LNG/NG : 3.2MPa、熱交内原料水素：3.0 MPa とし、また、O/P 変換も行うものとした

Case 2 : Fig. 4 参照

更に、窒素の再液化にも、LNG の寒冷を利用することとした。

Case 3 : Fig. 5 参照

更に、水素液化用のリサイクル水素圧縮機の高圧段も、LNG の冷熱を利用し低温圧縮機とした。そのための LNG は別系統とし、圧力は、ポンプ入口：大気圧、ポンプ出口：1.1 MPa、熱交内 LNG/NG : 1.0 MPa とした。水素低温圧縮機の実績値を参考に推定した。

4.3 検討結果

検討結果を Table 2 に示す。

Fig. 3 Process flow for Case 1.

Fig. 4 Process flow for Case 2.

Fig. 5 Process flow for Case 3.

Case 1 :

寒冷上から必要な LNG 量は, LNG の沸騰点以下の温度域で決まり, 水素ガス 1 Nm^3 あたり LNG は 0.4555 Nm^3 必要との結果であった. 水素液化機でのフラッシュ分 (15%) の再液化も考慮して LNG 量が求まる.

Case 2 :

更に, 窒素の再液化にも, LNG の冷熱を利用するにあたり, 窒素サイクルの動力最適点を調べると, 2.94 MPa 以上の範囲で出来るだけこの圧力に近い点にあった. 一方, 高圧窒素の冷却に必要な LNG の量は, この点では, 無限大となり, 高圧窒素の圧力が高い方が少ないため, 適当な点で妥協する必要がある. そこで, ここでは 4.5 MPa の場合を検討した.

Case 3 :

更に, リサイクル水素圧縮機高圧段にも, LNG の冷熱を利用すると, LNG 量が増え, 低温部での寒冷量も増えるので, 窒素再液化の窒素サイクルの高圧圧力を 3.5 MPa まで下げることができた.

4.4 考 察**Case 1 :**

LNG の昇圧に必要な動力は少なく, また, 原料水素の冷却は費用の増加なくできると想定される. 窒素再液化機のサイズが小さくなる分, 設備費が低減できる.

Case 2 :

1 t/d の小型では, 窒素再液化機を省略する方が適切である. また水素液化機の規模が大きくなると, 窒素圧縮機を低温圧縮とする効果が現れてくるであろう.

Case 3 :

リサイクル水素圧縮機高圧段に, LNG の冷熱を利用する効果は大きい. 低温圧縮機の価格次第である.

このため, 更に, 低温圧縮機について検討することとした.

5. 冷熱利用水素液化機用の低温圧縮機

冷熱利用の液化機で必須の低温圧縮機を, 石川島播磨重工業殿の協力を得て, より詳細に検討した.⁵⁾

5.1 液化機規模

液化機的能力を 3 t/d (約 $1,391 \text{ Nm}^3/\text{h}$) と設定した. これは, 現在, 国内で稼働している大型水素液化機の合計約 2.6 t/d を切り上げたものである.

$10 \sim 30 \text{ t/d}$ とした方が, メリットが出やすいのは明らかであるが, 初期の適用例として現実的な規模に設定した.

Table 2 Comparison of liquefaction power.

1t/d液化機

Case		従来法	Case 1	Case 2	Case 3
所要動力					
原料H ₂ 圧縮	MW	0.0850	0.0000	0.0000	0.0000
低圧H ₂ 圧縮	MW	0.0133	0.0133	0.0133	0.0133
高圧H ₂ 圧縮	MW	0.2483	0.2483	0.2483	0.1579
-40℃冷凍機	MW	0.0050	0.0000	0.0000	0.0000
窒素再液化	MW	0.1342	0.0604	0.0137	0.0115
LNGポンプ	MW	0.0000	0.0005	0.0012	0.0012
合計動力	MW	0.486	0.322	0.277	0.184
動力原単位	kWh/Nm ³	1.049	0.696	0.597	0.397
相対的動力	%	100	66.4	56.9	37.9
LNG量	t/d	0	4.7	13.0	4.7+24.2

10t/d液化機

Case		従来法	Case 1	Case 2	Case 3
所要動力					
原料H ₂ 圧縮	MW	0.850	0.000	0.000	0.000
低圧H ₂ 圧縮	MW	0.133	0.133	0.133	0.133
高圧H ₂ 圧縮	MW	2.217	2.217	2.217	1.291
-40℃冷凍機	MW	0.050	0.000	0.000	0.000
窒素再液化	MW	1.283	0.577	0.137	0.115
LNGポンプ	MW	0.000	0.005	0.012	0.012
合計動力	MW	4.53	2.93	2.50	1.55
動力原単位	kWh/Nm ³	0.979	0.633	0.540	0.335
相対的動力	%	100	64.7	55.1	34.2
LNG量	t/d	0	47	130	47+242

30t/d液化機

Case		従来法	Case 1	Case 2	Case 3
所要動力					
原料H ₂ 圧縮	MW	2.550	0.000	0.000	0.000
低圧H ₂ 圧縮	MW	0.408	0.408	0.408	0.408
高圧H ₂ 圧縮	MW	6.408	6.408	6.408	3.873
-40℃冷凍機	MW	0.142	0.000	0.000	0.000
窒素再液化	MW	3.775	1.690	0.410	0.345
LNGポンプ	MW	0.000	0.014	0.037	0.035
合計動力	MW	13.28	8.52	7.26	4.66
動力原単位	kWh/Nm ³	0.955	0.613	0.522	0.335
相対的動力	%	100	64.1	54.7	35.1
LNG量	t/d	0	140	391	140+725

5.2 液化プロセス

3 t/dの液化機に対して、従来法 (Fig. 1 参照) は、冷熱利用 (Fig. 6 参照) に示すプロセスフローで検討を行った。

両ケースで、窒素再液化機をつけるものとした。また、冷熱利用のケースについて、リサイクル窒素圧縮機は、低温圧縮機にするには、少容量なので常温圧縮方式とした。そのため、LNG 利用の範囲は

- 原料水素の圧縮に代え、LNG の圧縮とする
- 原料水素の予冷 (O/P 変換を含む)
- 窒素再液化サイクルの予冷
- リサイクル水素圧縮機高圧段のための冷却となる。

Fig. 6 Process flow for using LNG.

5.3 低温圧縮機の検討結果

Fig. 6 のフローで熱バランスを求め、低温圧縮機の仕様 (下記、主要仕様を参照) を決定し、メーカーに検討を依頼した。

《低温圧縮機の主要仕様》

		1 段目	2 段目
流量	Nm ³ /h	9,400	9,400
入口温度	℃	-138	-118
入口圧力	MPag	0.58	1.72
出口圧力	MPag	1.74	4.9

a) 所要動力 軸動力

低温圧縮方式 448 kW

常温圧縮方式 865 kW

前章の検討とほぼ同じ結果が得られ、冷熱利用で、低温圧縮方式にすることにより、軸動力を約半分に抑え得ることが解った。

b) 設置スペース L W H (単位 m)

低温圧縮方式 5.5 6.8 6.5

常温圧縮方式 6.5 7.8 5.0

低温圧縮方式の方が、吸い込み容量が約半分となり、スペース的にも有利であることが解った。

c) 投資額の評価

低温圧縮方式 128M¥

常温圧縮方式 149M¥

Table 3 Comparison of liquefaction power.

3t/d液化機

Case		従来法	冷熱利用
所要動力			
原料H2圧縮	kW	255	0
低圧H2圧縮	kW	40	36
高圧H2圧縮	kW	740	467
-40℃冷凍機	kW	15	0
窒素再液化	kW	402	130
LNGポンプ	kW	0	4
合計動力	kW	1452	637
動力原単位	kWh/Nm ³	1,044	0.458
相対的動力	%	100	43.9
LNG量	t/d	0	14+79

尚、これらは、メーカーの見積に対し、コストダウン目標として、1割削減したものである。低温圧縮方式にすることにより、投資額の点でも有利であることが解った。

d) 容量に対するスケラ・ビリティー

最大 100,000 Nm³/h (36 t/d 規模)

最小 5,000 Nm³/h (1.6 t/d 規模)

5.4 水素液化動力の検討

得られた圧縮機仕様をもとに、水素液化動力についてまとめた結果を **Table 3** に示す。

常温近くで余剰寒冷が得られるので、循環冷却水の温度を下げ、窒素再液化用のリサイクル圧縮機やリサイクル水素圧縮機の低圧段の吸入温度を 0℃まで下げることとした。この結果、設備コストを上げることなく、動力を約1割下げることができた。

比較的シンプルな構成をとったが、冷熱利用により、水素液化は、従来法の 43.9%まで削減できることが確認できた。

5.5 水素液化コストの概算

前掲参考文献 15 での検討結果の一部とコスト解析方法参照した。

a) 従来法での設備コスト

3.6 t/d が 2,610M¥であったので 3 t/d は 2,340M¥と評価した。

b) 冷熱利用法による設備コストの増減

- ・ 熱交換器類 0M¥
- ・ 窒素再液化機の機械類 -80M¥
- ・ リサイクル水素高圧段 -21M¥
- ・ その他の水素系の機械類 -10M¥
- 合計 -111M¥

つまり、冷熱利用の場合 2,229M¥となる。

液体水素量 1,391 Nm³/h, 年間稼働時間 7,920 時間,

固定費は率 14.5%/y として

-1.5 円/Nm³-H₂ と評価した。

c) 電気代の評価

電力単価は(東京電力 高圧季節別時間帯別電力 B)により、基本料金 1,650 円/kW, 昼間 11.14 円/kWh (14 h), 夜間 6.15 円/kWh (10 h), 平均総合 11.56 円/kWh より、差額-6.7 円/Nm³-H₂ となる。

d) 冷却塔補給水

低温圧縮機方式は冷却水の循環必要量を下げる。結果、冷却塔補給水の量とその費用の低下をもたらす。

その効果は、差額-0.6 円/Nm³-H₂ となる。

e) 総合評価

以上より、水素液化コストは従来法に比較して-8.8 円/Nm³-H₂ となる。

また、原料水素の生成精製費を 20 円/Nm³-H₂ と仮定すると工場出荷ベースで、66.6 円/Nm³-H₂ と評価される。

対抗馬として、コークス炉からの水素ガスの従来法による液化を選ぶと、原料水素の生成精製費を 24 円/Nm³-H₂ として、工場出荷ベースで、79.4 円/Nm³-H₂ と評価される。

(LNG やコークス炉ガスの原価の評価にもよるので、ひとつの試算に過ぎないことをお断りしておく。)

6. 結 び

本研究で、LNG の冷熱利用により、3 t/d の規模でも、水素の液化動力と設備コストの削減を同時に実現でき、非常に有効であることが解った。液化機規模がより大きくなると、この効果は、更に、顕著となろう。

液化の動力を下げるとの初期の目的は達せられた。残る問題は、他のコスト要素の削減である。例えば、初期の形態として、CO や CO₂ の併産、水素ガスの併産と統合すると原料水素の費用を削減できるであろう。水蒸気改質装置のコストのスケールメリットも期待できる。

欧州では、フランスの北部・ベルギー・ドイツ・オランダの四カ国に跨る、H₂, CO, N₂, O₂ のパイプライン (**Fig. 7**, **Fig. 8** 参照)¹⁶⁾が敷設されている。先に挙げた、Waziers の水素液化機は、この Network に繋がっており、中継基地としての管理を行うとともに、需給のバランスのために液体水素が利用されている。

また、他のプラントと運転員を共有化すれば、人件費が軽減できる。残る設備費の問題は、需要の拡大に応じ解消されることが期待される。

本方式は、日本のように、現状、エネルギーを外国に

Fig. 7 Pipelines of H_2 , CO , N_2 , and O_2 in northern EU.

依存している国に向けた方法である。水素自動車などは東京・大阪などの大都市圏からはじまるであろう、その近くには、LNG 基地があるので、適用可能であろう。

水素液化設備の概念設計部会の主査として、ご指導頂きました、核融合研究所の佐藤定男教授（当時）および高エネルギー加速器研究機構の細山謙二教授に感謝致します。また、圧縮機の検討に協力頂きました、(株)神戸製鋼所、および、石川島播磨重工業(株)の諸氏に感謝致します。

参 考 文 献

- 1) 深野 隆, 山下直彦, 大平勝秀: 高压技術 38 (2000) 298
- 2) H11 年度 WE-NET 報告書タスク 9-3 : NEDO-WE-NET-99093
- 3) H12 年度 WE-NET 報告書タスク 9-3 : NEDO-WE-NET-00093
- 4) H13 年度 WE-NET 報告書タスク 9-3 : NEDO-WE-NET-01093
- 5) H14 年度 WE-NET 報告書タスク 9-3 : NEDO-WE-NET-02093 (出版予定)
- 6) J.L. Sloop : Liquid Hydrogen as a propulsion Fuel, 1945-1959 <http://www.hq.nasa.gov/office/pao/History/SP-4404/cover.htm>

Fig. 8 6,500L/H LH_2 plant in Waziers.

- 7) 花田卓爾: 液体水素の現状と将来. 高压ガス15 No.6(1978) 18
- 8) H5 年度 WE-NET 報告書タスク 5-1 : NEDO-WE-NET-9351
- 9) G.E. Kinard : The commercial use of liquid hydrogen over last 40 years, ICEC 17 (1998) 39
- 10) J. Gallarda : Hydrogene Liquide: Present et Avenir ICR 19 (1995) 1000
- 11) 能宗清人: 我国初の大規模液体水素製造プラント「730L/H 液体水素製造プラント」とステンレス鋼, ステンレス(1979)No.5, 17
- 12) T. Nagamura and N. Yamashita : Large scale hydrogen and helium liquefiers, ICEC 9 (1982) 259
- 13) G. Marot and J.C. Villard : Recent development of air liquide cryogenic expanders, ACE 45 (2000) 1493
- 14) 森島 宏: 4分の3が未利用-LNG冷熱 冷熱発電の新技术, ガスエネルギー新聞(2001年11月28日号)
- 15) H11 年度 WE-NET 報告書タスク 1 : NEDO-WE-NET-9901
- 16) 下記URLに欧州および米国のパイプラインについての説明がある <http://www.airliquide.com/en/business/products/gases/pipeline/index.asp>