天然ガスの液化輸送

——昭和33年9月18日例会講演——

ブリヂストンタイヤKK 山 本 勝 郎

要旨—天然ガス海上輸送の経済的方法として従来ほとんど発表されていなかった冷凍液化輸送法を採りあげた。今までに事業として行われた先例をみない新しい方法であるが、天然ガスの陸上における冷凍液化貯蔵は企業化され実用に供されており、海上輸送用タンクについてもすでに実験を終了して、近く冷凍液化メタン輸送船の試験航海が行われる。この間に問題となつた技術上の諸点と新しい方法の経済性についてのべた。

I. 概 説

天然ガスの有効利用については米国・カナダおよびイタリーを除きみるべきものがほとんどない。これは先進工業国において天然ガスの大量産出をみなかつたためであるが、これら先進国においては生活程度の向上工業規模の拡大につれエネルギー源および化学工業原料の不足から、後進国の産油地域において一部を自家用燃料、あるいはインジェクションに使用するほかは空しく燃焼廃棄されている膨大な量の天然ガスに注目し、これを需要地に輸送しようとして種々の提案が行われた。

天然ガスの陸上輸送にはパイプラインが使用されるが、敷設区間が多数国にまたがる場合はその時々の政治情勢により建設および維持困難となる場合が少くない。1951年 Bechtel International Corp. の発表したイラクからヨーロッパまでのパイプラインによるガス輸送の計画は複雑な中東情勢のため実現の見透しがえられなかつた。

1954年世界銀行が英国に対する天然ガスの海上輸送を提案し、その具体化のために液化輸送に関しては米国の Constock Liquid Methane Corp. による技術問題解決の努力が弛みなく続けられ、英国 Thamas Gas Board との協力により近く事業化される段階に立到つた。

II. 天然ガスの液化・貯蔵

天然ガスは低級炭化水素の混合体であり、その産状よりメタンを主成分とする乾性ガスおよびプロパン・ブタンなどを比較的多量に有する湿性ガスとに分類されるが、その含有成分の一般性状は第1表のとおりである。

同表により明かなごとく、天然ガスの主成分は常温

常圧下では気体であり、液化の利点は容積の減少であつて、メタンの場合は約 $1/600$ すなわち液体メタン 1m^3 は約 600m^3 のメタンガスに相当し、エタンの場合は約 $1/600$ 、プロパンの場合は約 $1/300$ となる。しかしメタンおよびエタンは加圧のみによつて液化することはできないので、加圧法による液化輸送はプロパン・ブタンについて行われてきた。

天然ガスの低温液化は第一次世界大戦中、飛行船に充填するヘリウムをうるためガス分離の目的で米国鉱山局において行われ成功をみた。この場合低沸点炭化水素は液化されるとすぐガス化されて供給原料ガスの冷却用に使用され、貯蔵されることはなかつた。

貯蔵については1941年、East Ohio Gas Co. によりはじめて天然ガスの大規模な液化・貯蔵の企業化が行われた。約4.5億円(125万ドル)の費用を投じ113,000 m^3 /日(4,000MCF)の液化装置および合計420万 m^3 (150,000MCF)のガスに相当する低温液体を貯蔵する球型タンク3ヶがクリーブランドに建設され、冬季ピークロードにおけるガス需要をまかなつた。1943年に増設された円筒型タンクは翌年10月に破損し火災と爆発による大惨事をひき起した。この大災害の中にあつても上記球型タンクのうち2ヶは異状がなかつた。その構造概要は第1図に示すごときものである。

この惨事のあと、米国においては天然ガス液化貯蔵の安全性につき綿密な検討が行われ、使用材料および施工が適正であれば不安のないことが認められたが、ガスの地下貯蔵が行われるようになったため、その後米国において天然ガス液化貯蔵の陸上設備は建設されなかつた。

1947年 Stacey Brothers Gas Construction Co. の設計した設備能力125,000 m^3 /日(4,500MCF)の液

第1表 天然ガス成分の物理化学的特性

名 称	メタン	エタン	プロパン	n-ブタン	i-ブタン	n-ペンタン	i-ペンタン	エチレン	プロピレン	i-ブテン	cis-2-ブテン	trans-2-ブテン	i-2-メチルブテン
分子式	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	C ₅ H ₁₂	C ₂ H ₄	C ₃ H ₆	C ₄ H ₈	C ₄ H ₈	C ₄ H ₈	C ₄ H ₈
分子量	16.04	30.07	44.09	58.12	58.12	72.15	72.15	28.05	42.08	56.10	56.10	56.10	56.10
ガス密度 (kg/m ³ , 0°C latm)	0.7168	1.3562	2.0200	2.5985	-	-	-	1.2604	1.9149	2.503	-	-	-
ガス比重 0°C, latm 空気=1	0.5544	1.0493	1.562	-	-	-	-	0.9749	1.481	1.936	-	-	-
液 密 度 (kg/l) 0°C	-	-	0.5282*	0.6011*	0.5812*	0.6452	0.6394	-	0.5464*	0.6190*	-	0.6042*	-
20°C	-	-	0.5005*	0.5788	0.5572*	0.6262	0.6197	-	0.5139*	0.5951*	0.6213*	0.6042*	0.5942*
蒸 気 圧 (atm) 0°C	(176)	24	4.7	1.03	1.60	0.16	0.23	40	5.9	-	-	-	1.3
20°C	(293)	37	8.0	2.00	2.95	0.42	0.62	(60)	9.8	-	-	-	2.5
融 点 °C latm	-182.48*	-183.27*	-187.69*	-138.35	-159.60	-129.72	-159.90	-169.15*	-185.25*	-185.35*	-138.91	-105.55	-140.35
沸 点 °C latm	-161.49	-88.63	-42.07	-0.50	-11.73	36.07	27.85	-103.71	-47.70	-6.26	3.71	0.88	-6.90
臨 界 温 度 °C	-82.5	32.27	96.81	152.01	134.98	196.62	187.3	9.90	91.9	146.4	155	144.73	144.73
臨 界 圧 力 atm	45.80	48.20	42.01	37.46	36.00	33.31	32.9	50.50	45.4	39.7	41	39.45	39.45
臨 界 密 度 kg/l	0.162	0.203	0.220	0.228	0.221	0.232	0.234	0.227	0.233	0.238	0.238	0.234	0.234
蒸 気 潜 熱 kcal/kg	121.9	117.0	101.8	92.09	87.56	85.38	81.79	115.4	104.6	93.36	99.46	96.94	94.22
ガ ス 比 熱 Cp latm 25°C	0.534	0.422	0.404	0.407	0.404	-	0.401	0.374	0.368	0.371	0.343	0.381	0.386
比 熱 Cv latm 25°C	0.401	0.356	0.359	0.373	0.370	-	0.374	0.307	0.321	0.336	0.307	0.345	0.350
総発熱量(ガス) kcal/kg latm 25°C	13,265	12,399	12,034	11,832	11,797	11,715	11,688	12,022	11,692	11,577	11,547	11,529	11,505
真発熱量(ガス) kcal/kg latm 25°C	11,954	11,350	11,079	10,926	10,892	10,840	10,813	11,272	10,942	10,826	10,797	10,779	10,755

(註) * 飽和圧における数値。

第2表 陸上設備に建設使用された液化天然ガス貯槽

設置場所	建設時期	型式	直径 (呎)	高さ (英ロ)	液体容量 (ガロン)	ガス容量 (MMCF)	全貯蔵容量 (MMCF)	金属構造材料	熔接金属	断熱材	最高設計操作圧 (psig)
Cornwell (Virginia)	1939	水平円筒型	10	18	12,080	1	1	2% ニッケル鋼	未発表	2呎層の成形コルク	未発表
Cleveland (Ohio)	1941	球型 (3コ分離)	57	57	510,000	50	240	内槽 840°C で圧延焼戻した脱酸低碳素(35%) ニッケル鋼 外槽, 通常の平炉炭素鋼	内槽 25%Cr 20%ステンレス 外槽, 普通鋼	3呎層の成形コルクおよび粒状コルク 3, 3呎炭	内槽タンク 24
〃	1943	堅型円筒型 (円環形)	70	約42	935,000	90					
Moscow	1947	堅型円筒型 (100コ集合)	10	42	16,820	1.6	162	合金製 (組成未発表)	未発表	2.5 呎の成形コルクおよび木製区画	30

化装置とおのおの 45,000m³ (1,600MCF) のガスに相当する低温液体を貯蔵する円筒型容器 10ヶ, 10 列よりなる貯蔵タンク (第2図参照) の大部分を米国で建造してソ連に引渡された。この施設は最近訪ソした英国視察団によつてモスコ近郊で約 10 年間引続き稼動していることがわかつた。

現在までに建設され使用された天然ガス貯蔵タンクの仕様は第2表のとおりである。

天然ガスを低温液体として貯蔵するためにはメタンの場合はその貯蔵温度を常時-160°C に維持する必要がある, したがつて液化天然ガスのタンクには優秀な低温金属材料および断熱材を使用しなければならない。低温時における金属材料の機械的性質は第3表断熱材の性状は第4表のとおりである。

金属材料としては使用温度範囲内において低温脆性を示さないことが特に肝要であり, さらに施工の容易なこと, 価格の低廉なことが希望される。

断熱材についてはその有する断熱特性の他に強度および弾性の大きいことが必要である。なお液体メタン輸送の場合, 断熱材は低温液体を格納する容器に漏洩を生じた際に二次的防壁としての役割を果しうるものであることが要求される。

天然ガス成分の燃焼特性は第5表に示すごとくであり, 液化天然ガスの取扱いはガソリンに類似し, タンクは常時大気圧より僅かに加圧状態にして空気の混入を防ぐことが必要である。

第1図 球型液化天然ガス貯槽の構造

第2図 モスコにある液化天然ガス貯槽

液体メタンにつき火災の危険度はガソリンと同一部類として取扱われることが英国では官報で公告された。

Ⅲ. 天然ガスの液体輸送

天然ガスの液体輸送として従来行われてきた加圧法によるタンカーの稼動状況は第6表のごとくであるが

第3表 低温時の金属材料の機械的性質

材 質	温 度 (°C)	引張強さ (kg/mm ²)	降 伏 点 (kg/mm ²)	伸 び (%)	アイゾット衝撃値		
					温 度 (°C)	衝 撃 値 (kg-m)	
鉄 鋼 材	NiCrMo 鋼 ²⁾	室 温	170	97	14.0	室 温	79破
		— 60	115	101	14.0	— 74	73
		— 96	120	105	16.4	— 120	69
		— 180	142	129	17.0	— 180	30
	ア ー ム コ 鉄	室 温	32	—	29.9	室 温	180
		— 50	42	30	43.0	— 74	5.5
		— 100	49	40	26.5	— 180	2.1
		— 180	79	—	0	—	—
	低 炭 酸 鋼 ³⁾	室 温	47	38	29.7	室 温	13.2
		— 65	57	47	33.6	— 65	6.85
		— 180	85	—	26.5	— 180	0.42
	ス テ ン レ ス 鋼 (18-8鋼)	室 温	74	40	56.0	室 温	16.5不破
— 250		185	86	25.0	— 184	11.5破	
非 鉄 金 属	銅	室 温	22	—	—	室 温	59
		— 80	27	—	—	— 80	61
		— 180	36	—	—	— 180	69
	ニ ッ ケ ル	室 温	46	—	—	室 温	122
		— 80	54	—	—	— 80	127
		— 180	69	—	—	— 180	136
	黄 銅 ⁴⁾	室 温	36	—	—	室 温	90
		— 80	40	—	—	— 80	95
		— 180	52	—	—	— 180	180
	ア ル ミ ニ ウ ム	室 温	7.4	—	55	室 温	26
		— 80	8.3	—	60	— 80	28
		— 180	15	—	65	— 180	37

- (註) 1) NiCrMo 鋼の組成は C 0.33, Cr 0.67, Mo 0.64, 850°C にて油焼 640°C にて焼戻したもの。
 2) 低炭素鋼の組成は C 0.13, Mn 0.68。
 3) 黄銅の組成は Cu 70%, Zn30%。

第4表 各種断熱材の性状

品 名	嵩 比 重 (g/cm ³)	熱 伝 導 率 (kcal/m.h.c)	備 考
フォームグラス	0.18	0.04	耐震強度 15kg/cm ²
硝 子 綿	0.01~0.12	0.035~0.039	
ペ ー ラ イ ト	0.04~0.3	0.031~0.075	
コ ル ク	0.12~0.16	0.039	
バ ル サ	0.12	0.043	
スチロフォーム	0.03~0.16	0.029	

この構造は第3図に示すエッソ・プエルトリコ号のごとく、船艙内に耐圧ポンペを装置したものでDWTに比し正味積載能力がきわめて小さいという難点を有している。

天然ガスを冷凍液化しこれを常圧下で輸送する方法は従来の加圧法に比較し次の点で優れており、天然ガスの最も経済的な大量輸送方法といえることができる。

(1) メタンおよびエタンは加圧のみによつては液化することはできないが、冷凍法により始めて低温液

第3図 エッソ・プエルトリコ号の構造概要

第5表 天然ガス成分の燃焼特性

名 称			項 目										
			メタン	エタン	プロパン	n-ブタン	イソブタン	n-ペンタン	エレン	チン	プロピレン	ブレン	チン
着火 爆(空	火 発 気	温度 限中 Vol%)	度 °C ¹⁾	632	472	481	441	544	275	490	458	443	
			上限 下限	15.00 5.00	12.45 3.22	9.50 2.37	8.41 1.86	8.44 1.80	7.80 1.40	28.60 2.75	11.10 2.00	9.00 1.70	
最 同	高 上	火 ガ	焰 ス/空	温度 °C	1,880	1,895	1,925	1,895	1,900	—	1,975	1,935	1,930
			温 氣比 Vo l%	9.5-10.1	5.7-5.9	4.0-4.4	3.1-3.3	3.15-3.4	—	10.7-11.0	4.5-4.9	—	—
最 同	高 上	火 ガ	焰 ス/空	速度 (1吋管)m/sec	0.670	0.855	0.81	0.825	1.825	—	1.650	1.007	—
			速 氣比 Vo l%	9.9	6.3	4.8	—	3.8	—	7.1	—	—	—
完 要	全 酸	燃 素	燒 所	m ³ /m ³ ガス	2.0	3.5	5.0	6.5	8.0	3.0	4.5	6.0	
			量 kg/kg ガス	3.98	3.73	3.63	3.58	3.58	3.54	3.42	3.42	3.42	
完 理	全 論	燃 空	燒 用	m ³ /m ³	9.55	16.70	23.86	31.03	31.03	38.19	14.32	21.84	28.58
			量 kg/kg	17.24	16.13	15.71	15.49	15.49	15.35	14.80	14.80	14.80	
完全 燃 燒 生 成 物	炭 室	酸 蒸 計	ガ ス	m ³ /m ³	1.0	2.0	3.0	4.0	4.0	5.0	2.0	3.0	4.0
			素	々	2.0	3.0	4.0	5.0	5.0	6.0	2.0	3.0	4.0
			計	々	7.55	13.20	18.86	24.52	24.52	30.19	11.31	16.98	22.58
			計	々	10.55	18.20	25.86	33.52	33.52	41.19	15.31	22.98	30.58
			炭 酸 水 計	ガ ス	kg/kg	2.74	2.92	2.99	3.03	3.03	3.05	3.13	3.13
	炭 室	酸 水 計	素	々	2.24	1.79	1.63	1.55	1.55	1.55	1.28	1.28	1.28
			計	々	13.26	12.40	12.08	11.91	11.91	11.91	11.38	11.38	11.38
			計	々	18.24	17.11	16.70	16.49	16.49	16.49	15.79	15.75	15.79
			最 高 炭 酸 ガ ス 濃 度 ³⁾ (Vol%)	11.7	13.1	13.70	14.0	14.0	14.2	15.0	15.0	15.0	

- (註) 1) 着火温度は ASTM 法による測定値。
 2) 理論空気量による完全燃焼生成物を示す。
 3) 理論空気量による完全燃焼生成ガスより水蒸気を除いたもの (即ち乾ガス) に対する%。

第4図 冷凍液化天然ガスタンカー概要図

体とすることができる。

(2) プロパン・ブタンを加圧液化して輸送する場合はその比重が冷凍液化の場合より小さく、かつそのタンクの自重は压力容器であるため内容物とほぼ同重量となり、ユニットとしての大きさも制限があり、さ

らに通常円筒形タンクあるいは球型タンクが使用されるため載荷空間の利用に無駄が多く、したがって正味輸送量は DWT のほぼ二分之一に過ぎず大量ガスの経済的輸送方法ということではできない。

(3) 加圧輸送の場合は、積載地および揚陸地における貯蔵設備として多額の建設費を要する数多くの加圧タンクが必要となる。

天然ガスの陸上における冷凍貯蔵は前項にのべたごとく、すでに実用に供された実績があるが、タンカーによる海上輸送はいまだにその例をみない。これは主としてタンカーに装着される低温液体タンクの構造仕様に関し陸上に設置されるタンクより

りは遙かに厳格苛酷な条件が要求され、これに関する技術的諸問題が解決されなかつためである。

たとえば (1) タンク内容物の低温が船体構造の他の部分に悪影響を及ぼさないようにしなければならず、

(2) タンクは内容物の荷重を支えるばかりでなく、航

第6表 LPG 加圧輸送タンカー稼動状況

船名	D/W トン	主要航路	船主その他
GASBRAS NORTE	5,475	ポート・アーサー / リオデジャネイロ・ボーモント / リオデジャネイロ	船主 A/S Sobral 1944 年建造 1953 年キールにて改造, 円鋳状ポンベ装備積載力 43,442 Bbl (ブタン)
GASBRAS SUL	3,670	ヒューストン / マタンガス ヒューストン / ミドルファート クラカオ / ポート・アーサー ガルベストン / ポート・アーサー	船主 A/S Sobral, 1937 年建造, 円鋳状ポンベ装備積載力 15,834 Bbl (ブタン)
GENOTA	7,290		船主 Compania Shell de Venezuela 円鋳状ポンベ中央部装備, 積載力 48,900 Bbl (プロパン)
MANUELA	2,915		船主 N.V. Curacaoshe Sheepraart Maats, 1924 年建造, 円鋳状ポンベ装備, 積載力 19,522 Bbl (ブタン)
MARIAN P. BILLUS	1,360	ヒューストン / バルボア ヒューストン / ラ・リベルタッド ヒューストン / セント・ジョージ	船主 Marine Caribbean Lines, Inc. 1956 年建造, 積荷プロパンおよびアンモニア
NATALIEO. WARREN	5,303	ヒューストン / ニューヨーク	船主 Warren Petroleum Corp. 1544 年建造, 円鋳ポンベ 68 装備, 積載力 35,000 Bbl (プロパンその他)
PETRO-BRASI	2,000	ヒューストン / リオデジャネイロ	船主 Petroleo Brasileiro, S.A. 1955 年建造, 積荷プロパンおよびブタン
PETRO-BRAS SUL	2,000		船主 Petroleo Brasileiro, S.A. 1955 年建造, 積荷プロパンおよびブタン
RASMUS THOLST-RUP	660		船主 A.S. Kosangas, 1953 年建造, 積載力 320 トン
BEBECA	3,671		船主 Compania Shell de Venezuela 1933 年建造, 積載力 32,449 Bbl (プロパン)
TINA	1,015		船主 Societe Fret Maroe, 1944 年建造, 円鋳状ポンベ装備, 積載力 6,711 Bbl (ブタン)
ULTRAGAZ SAOPAULO	7,233	ポート・アーサー / リオデジャネイロ, ボーモンド / リオデジャネイロ	船主 LPG Carriers, Inc., 1943 年建造, 1952 年改造, 積載力, 42,800 Bbl (ブタン)

第5図 タンカー建造費

第10図 タンカー建造費

海中に予測される横揺れおよび上下動による動的ストレスに耐えうる構造でなければならない。(3) 万一タ

ンク内容物が漏洩してもただちに爆発火災等を招来せぬ安全性を持たねばならない。

さらに船級の指定を受けるためには、船舶の安全度につき監督機関を納得させる十分な資料および実験を行わねばならないなどのために低温液化ガスの海洋輸送の実施には至らなかった。

1952 年以来引続き行われた研究により Constock はこれら技術上の難点を次々に解決し、1959 年ロイド船舶協会、英国運輸省、米国沿岸警備隊、米国船舶局の代表者立合いの下に行われた実験に成功した。現在中古貨物船を液体メタン輸送船に改装中であつて、竣工後は英国への試験輸送が行われることになっている。

タンカーの構造については多くの特許、ノーハウによつて完全にカバーされているため、その全貌は明かでないが、その概要は第4図のごときものと推定されている。

船体の中央に船殻より隔離された自己支持式の絶縁タンクを置き、両翼および船底はカーゴタンクとして

第7表 天然ガス液化輸送設備費

(メタン, 11,300万m³/日)

項 目	建設費 (100万円)
液 化 装 置	35,640
タ ン カ ー	28,440
貯 槽	11,160
ド ッ ク	1,440
氣 化 設 備	1,440
小 計	42,480
予 備 費	7,920
合 計	86,040

利用する。タンク内容物の温度上昇を防ぐためスチロフォームで断熱し内槽はアルミニウムタンクとする。航行中に自然蒸発する天然ガスは燃料に使用するかまたは冷凍により再液化するように設計されている。

IV. 天然ガス液化輸送の経済性

Bechtel International Corp. によるキルクークからパリまで4,000kmを大口径のパイプラインで結ぶ計画によれば、当時の価格でその建設費は1,530億円(42,500万ドル)、一本のパイプラインの送ガス能力は1,400万m³/日(5億CF)で、ガス輸送のコストは3円08/m³(22¢/MCF)と見積られた。

天然ガスの冷凍液化輸送に関し1957年に発表された試算によれば、ヴェネツエラーロンドン間3,800kmに30,000tのタンカー5隻を使用し、11,300万m³/日(4億CF)の天然ガスを輸送するには、第7表に示すごとく860億円の建設費を要しガス輸送コストは3円30/m³(26¢/MCF)である。

従つて天然ガスの液化輸送は、1951年との物価の変動を考慮すれば、パイプライン輸送に十分匹敵できる経済性を持つということができ、さらにパイプラインにはみられない次の利点を有している。

(1) パイプラインのごとく通過国の国情により成否を左右される不安はない。(2) 低温液体を気化する際に発生する大量の寒冷を利用できる。(3) 天然ガスの種々の成分を分離することが比較的容易である。(4)

海上輸送は液化の方法によつて始めて可能であり、工業国が産油地域と大洋を隔てて離れている現状において、天然ガス有効利用のためには大量の冷凍輸送が不可欠と考えられる。エネルギー需要が高く産出資源に不足をきたしている西欧がこの問題に強い関心を示しているのはこのためである。

しかし天然ガスの液化輸送については次の諸点を考慮しなければならない。

(1) 産油地域の状況によつてはガス収集のため海岸に置かれる液化工場まで新たにパイプラインを敷設し送ガスを行う必要があり、したがつて建設費およびコストはそれだけかさむことになる場合がある。

(2) 上記試算は4億CF/日と仮定して行われたが、これは3,600kcal/m³で生産されている日本の都市ガス全国供給量の総計と同量であり、現実にかかる大規模で一挙に事業化されることはないものと思われる。

しかし事業規模の縮少はただちに輸送コストの高騰を招来する。これは液化輸送施設の減価償却費がコストの半ばを占め、しかも単位輸送量当りの建設費は第5図でタンカーにつき例を示すごとく規模の縮少とともに割高となるためである。

(3) 建設費総額の中で主要部分を占めるものはタンカーであり、その輸送効率の如何がコストに大きく影響する。したがつてガス源をできるだけ市場に近接した場所に選定してタンカーの年間航行回数を多くするのが有利である。

V. 結 び

エネルギー資源の賦存に乏しくしかもエネルギー価格の割高なため、工業製品の国際競争力を阻害されている日本にとつて液化輸送の方法により海外に豊富に存在する天然ガスを低コストで大量に輸入できれば、国民経済一般の伸展に大きく寄与するものと信じられる。しかし日本の有効需要はこの新しい方法の理想的な規模と比較すればきわめて小さく、したがつてこの方法が日本においてその経済的価値を誇りうるまでには、採用すべき事業規模の決定、適当なガス源の選定などさらに検討を要する問題が少くない。

Transportation of Liquefied Natural Gas

by Katsuro Yamamoto

(Bridgestone Tiya Co., Ltd.)

SYNOPSIS:—

The problems on transportation of liquefied natural gas are reviewed, especially

carrying on water refrigerated liquid gas under atmospheric pressure.

Seventeen years ago land facilities for storage of refrigerated liquid gas were erected for practical use. Recently experiments of storage tanks in ship for low temperature liquid gas have been completed. The first liquid methane carrier will shortly run a test voyage. The author discusses technical points of the problems and economy of the newly invented method of gas transportation.

気-液クロマトグラフィーによる *m*- および *p*-キシレンの分離:テトラハロフタレイト液相

S. H. Langer, C. Zahn & G. Pantazoplos, *Chemistry and Industry*, No. 35, August 30, 1145~7 (1958)

多くの炭化水素混合物は気-液クロマトグラフィーで造作なく分離されたけれども、*m*- および *p*-キシレンの混合物は例外であつた。この分離に近づく一つの道は“供給転送”力が重要であるところの電子贈与体受領体型の相互作用におけるこれらの芳香族分子の挙動の相違を利用することである。それ故、キシレン分離に有力な液相では芳香族環と“ π ”型電子受領体として働くような多数の電気的陰性成分とが結合している。この考察から、それに、無水テトラクロロフタル酸が芳香族物質と安定な複合体を形成することから、著者らはガスクロマトグラフィーのための液相としてテトラハロフタレイトについて研究した。芳香族化合物はテトラハロフタレイトカラムで阻止され、第1表のデータが示しているようにいずれ三つの液相からもデカン (沸点174°) は *p*-キシレン (沸点138°) より先に現われている。

第1表 110°C における比滞留容積 (トルエン(a)=1)

	メチルプロピル テトラクロロフ タレイト	ジ- <i>n</i> -プロピル テトラクロロフ タレイト	ジ- <i>n</i> -プロピル テトラプロモフ タレイト
トルエン	1,000 (b)	1,000 (c)	1,000 (d)
<i>m</i> -キシレン	2,038	2,038	1,971
<i>p</i> -キシレン	2,122	2,123	2,036
<i>o</i> -キシレン	2.71	2.69	2.67
エチルベンゼン	1.70	1.74	1.74
デカン	1.71	1.96	1.64

(a) 空気に対する滞留容積は0

液相1gmあたりの補正滞留容積はそれぞれ

(b) 142, (c) 155, および (d) 103 ml/gm

110°C において、メチルプロピルテトラクロロフタレイト上の 1.041, プロピルテトラフタレイト上の 1.042 という *m*-キシレンおよび *p*-キシレンに対する分離係数は異性体混合物の分析を可能にしている。

(岩 崎 隆 久)