

水俣病原因工場の産業史・技術史 (2)

飯島 孝 / 岡本 達明

はじめに

- I 1932～1950年のチッソ水俣工場アセトアルデヒドプロセス
- II 1951年の技術革新 …… (以上前号)
- III 1953年以降の技術革新
 - 1. 戦後のアセチレン有機合成化学の発展をめぐる
経営史・産業史的背景
 - 2. 1953年のチッソ水俣工場アセトアルデヒドプロセスの
状況と真空蒸発・真空蒸留方式による技術革新
 - 3. その他の技術革新
 - 4. 真空蒸発・真空蒸留方式の運転条件と運転実態
…… (以上本号)
- IV チッソ水俣工場アセトアルデヒドプロセスの総合検討
- V 水俣病の時系列的検討
- VI メチル水銀生成機序の研究について
- VII チッソ水俣工場アセトアルデヒドプロセスにおける
メチル水銀の生成
- VIII プロセス系外へのメチル水銀の流出と水俣病との相関

III 1953年以降の技術革新

- 1. 戦後のアセチレン有機合成化学の発展をめぐる
経営史・産業史的背景

(1) 戦後のわが国アセチレン有機合成化学の発展

1953年以降、チッソ水俣工場のアセトアルデヒドプロセスがどのように

表7 戦後日本のカーバイド生産量並びに部門別消費量 (1946~1965年)

(単位:t)

年度	生産	輸出	消				費		
			石灰窒素 用 (A)	A/C (%)	有機合成 用 (B)	B/C (%)	市販	その他	合計 (C)
1946	212,251		146,687	64.0	28,317	12.3	41,141	13,109	229,344
1947	257,506		161,457	63.5	24,609	9.7	56,552	11,521	254,139
1948	369,009		206,127	58.0	37,837	10.6	97,899	12,706	355,569
1949	420,388		284,931	67.3	41,993	9.9	85,430	10,971	423,325
1950	483,162		331,945	66.8	50,818	10.2	103,226	10,820	496,809
1951	481,996		276,683	57.6	74,723	15.6	118,267	10,332	480,005
1952	599,850		361,923	62.2	90,751	15.6	115,798	13,064	581,536
1953	605,468		329,097	55.2	112,894	18.9	141,945	12,604	596,540
1954	570,846	3,775	325,521	55.8	125,813	21.6	119,364	8,880	583,353
1955	674,271	5,883	362,550	53.2	181,947	26.7	121,301	9,246	680,927
1956	735,385	1,823	318,286	42.6	278,775	37.3	137,420	10,378	746,682
1957	902,967	1,367	318,097	36.8	370,933	42.9	162,145	11,618	864,160
1958	881,835	8,293	281,235	33.4	389,812	46.3	137,575	25,450	842,365
1959	982,987	8,803	242,053	23.1	617,636	58.8	103,863	77,601	1,049,956
1960	1,277,950	946	235,069	18.3	831,927	64.9	103,531	110,857	1,282,330
1961	1,512,317	2,357	220,983	15.3	976,900	67.6	100,999	144,971	1,444,210
1962	1,331,722	4,481	209,440	15.2	944,839	68.4	79,986	141,869	1,380,615
1963	1,617,986	562	227,370	14.1	1,143,431	71.1	70,662	165,807	1,607,832
1964	1,755,749	1,389	240,514	13.7	1,272,226	72.6	57,327	181,934	1,753,390
1965	1,647,408	6,696	244,651	15.4	1,102,912	69.5	47,215	186,037	1,587,511

資料 カーバイド工業調査会

技術革新されていったかを検討する前に、戦後のアセチレン有機合成化学の発展をめぐる経営史・産業史的背景について、ごく簡単に見ておくことにしよう²⁸⁾。

表7は、戦後の日本のカーバイド生産量並びに部門別消費量を示す。政府が復興援助措置を取ったこと等により、日本のカーバイド工業は戦後すみやかに再建され、1948年の生産量は早くも36.9万tと戦前の生産量のピークを超え、1953年には60.5万t、1960年には127.8万tに達し、遂に世界第一のカーバイド工業国となった。部門別消費量を見ると、戦後しばらくは肥料重点生産方式が取られたので、無酸根肥料である石灰窒素生産にカーバイ

表8 主要アセチレン有機合成製品生産量の推移 (1951~1960年)

(単位:t/年)

		1951	1952	1953	1954	1955	1956	1957	1958	1959	1960
酢酸誘導品	酢酸 99%	21,966	20,073	23,322	26,081	28,894	38,017	44,518	44,984	60,445	77,710
	無水酢酸	3,059	4,996	4,601	6,598	10,256	14,415	15,771	17,698	23,466	32,608
	酢酸 エチル	4,655	5,747	6,859	6,698	7,157	8,307	10,063	10,138	14,573	17,461
	アセトン	2,378	2,476	3,218	3,758	4,618	4,969	6,284	6,095	14,290	20,158
	酢酸 ビニル	8,211	7,661	11,702	12,051	17,742	28,608	39,653	39,852	54,493	71,575
	ポパール	3,341	3,108	4,645	4,684	7,015	11,813	16,956	16,314	21,573	28,116
	酢酸 繊維素	1,195	2,137	1,821	3,098	5,569	7,511	8,633	9,963	12,668	20,703
	ブタ ノール	3,291	4,203	7,009	9,041	16,230	11,179	12,708	16,289	23,970	33,220
	オクタ ノール	144	131			4,203	7,135	7,941	8,698	12,624	22,508
	塩化ビニル	4,101	8,491	13,857	22,132	32,370	55,895	108,538	91,609	180,091	285,081

資料 『カーバイド工業の歩み』 p. 412

ドの大部分が向けられた。有機合成用の消費比率が戦前と同じレベルの21.6%になったのが1954年、肥料用の比率を超えたのがようやく1957年である。しかし、その後の有機合成用の伸びは著しく、1959年には58.8%、1961年には67.6%を占めるに至った。これをカーバイド使用量で見ると、有機合成用が戦前の最高水準を超え、7.5万tになったのが、1951年である。戦後のアセチレン有機合成化学は、1951年頃に始まり、特に1955~1960年頃急激な成長を遂げた。

表8は、1951~1960年の主要アセチレン有機合成製品の生産量推移を示す。アセチレン有機合成化学に占める酢酸のウエイトは相対的に低下した。無水酢酸とアセトンは酢酸繊維素の、酢酸ビニルとポパール(ポリビニルアルコール)は合成繊維ビニロンの原料である。酢酸繊維素からアセテートスフやアセテートフィラメントがつけられた。これらの製品の生産量は、酢酸繊維素やビニロンの伸長とともに増大した。ちなみに、ビニロンの生産量は、1951年2721t、1955年6157t、1958年1万2852tであった。戦前において

は、酢酸が日本のアセチレン有機合成化学の大宗であり、かつその誘導品は主として付加価値の低い溶剤等のレベルにとどまっていたのに比べ、戦後の酢酸誘導品工業は、大宗の地位を失うとともに、ようやく付加価値の高い最終製品まで展開することができた。

1951年以降のアセチレン有機合成化学急成長の新たな主役となったのは、塩化ビニルである。塩化ビニルの生産量は、1951年にはわずか0.4万tであったが、1955年3.2万t、1960年28.5万tとなった。さらに、1965年には47.0万tに達した。1950～1965年の成長率は年率29%であり、世界平均の19%を大きく上回った。特に大きな成長を遂げた1955～1960年の年間成長率は、実に49%という驚異的なものであった。一方、アメリカの塩化ビニル生産量は、1950年15万t、1955年25万t、1960年44万t、1965年85万tであった。日本の塩化ビニル生産量は、わずかな数量からスタートし、15年後の1965年には、アメリカの生産量の55%まで追いついたのである。かかる急激な発展は、他の化学工業製品ではその類を見ず、「塩ビ工業が日本の化学工業を変えた」と言われた²⁹⁾。

また、この時期の塩化ビニルは、競合樹脂である石油化学系樹脂が未発達であったため、唯一の量産型熱可塑性樹脂として発展した。そこで、塩ビ工業は、関連工業として可塑剤工業をも急成長させた。塩化ビニルの可塑剤には、DBP（ジブチルフタレート）、DOP（ジオクチルフタレート）等がある。ブタノール、オクタノールはこの可塑剤の原料であり、1951年の生産量を1とすると、ブタノールは1955年5倍、1960年10倍、オクタノールは1955年29倍、1960年1563倍となったのである。

それでは、戦後日本のアセチレン合成化学の発展の主体であった酢酸誘導品工業と塩ビ工業は、それぞれどのような内部構造を有していたのであろうか。

まず、酢酸誘導品工業の特質として、戦前の寡占体質が形を変えながら戦後も引き継がれた点が挙げられる。表9は、1958年のメーカー別主要酢酸

表9 1958年メーカー別主要酢酸系製品生産実績

(単位:t)

	アセト アルデヒド	酢 酸	無水酢酸	酢 酸 エチル	酢 酸 繊維素	酢 酸 ビニル	ポパール
日 本 合 成 (熊 本)	5,945	5,070				7,990	4,127
日 本 合 成 (大 垣)	5,839	4,684		2,239		4,534	1,771
新日本窒素 (水 俣)	19,436	8,695	1,073	1,936	616	1,105	
大日本セルロイド (新 井)	14,352	13,937	5,118	1,765			
大日本セルロイド (網 干)			9,440		7,847		
昭 和 電 工 (鹿 瀬)	6,207	4,498		2,265		2,136	
電 気 化 学 (青 海)	5,266	6,290				3,209	
鉄 興 社 (酒 田)	1,849	1,220		796			
協 和 発 酵 (堺)				338			
倉敷レイヨン (倉 敷)						386	188
倉敷レイヨン (富 山)						20,530	10,153
合 計	58,894	44,394	15,631	9,339	8,463	39,890	16,239
前年実績	55,170	43,057	15,167	9,553	8,341	39,594	

資料 酢友会。日本長期信用銀行調査部『カーバイド工業』p.250より抜粋。

系製品の生産実績を示す。基礎製品であるアセトアルデヒド及び酢酸は、戦前の日本合成、日本窒素(1950年新日本窒素肥料、1965年チッソと改称)、昭和合成、大日本セルロイド(1966年ダイセル、1967年ダイセル化学工業と改称)、鉄興社の5社に、新たに電気化学が加わり、6社が製造した。アセトアルデヒドの生産シェアは、チッソ33%、大日本セルロイド24%、日本合成20%で、この上位3社に77%が集中した。酢酸繊維素は、チッソと大日本セルロイド2社が製造し、大日本セルロイドのシェアが93%であった。酢酸ビニルは、日本合成、チッソ、昭和電工、電気化学、倉敷レイヨン(1970年クラレと改称)の5社が製造し、倉敷レイヨンが52%、日本合成が31%を占めた。ポパールは、日本合成、倉敷レイヨン2社が製造し、このうち倉敷レイヨン

が64%を占めた。なお、アセテートを製造したのは、帝人、大日本セルロイド、チッソ、日窒アセテート（チッソの子会社）、三菱アセテートの5社であり、帝人と三菱アセテートは酢酸繊維素を購入して製造した。

次に、技術面から見ると、酢酸誘導品工業は多く自社技術で展開された。

これに対し、塩ビ工業においては、中規模資本メーカーが群立し、激しい競争が展開された。表10は、戦後におけるメーカー別塩化ビニル生産量の推移を示す。すなわち、1949年、12社が製造を開始し、翌1950年には18社となり、その後統合、整備されたものの、1958年には13社が製造を行った。これらのメーカーは、アセチレン有機合成化学メーカー（鉄興社、チッソ、大日本セルロイド、日本合成等）、石灰窒素メーカー（電気化学、日本カーバイド、信越化学等）、その他の化学メーカー（鐘淵化学、三井化学、モンサント化成、東亜合成、日本ゼオン、住友化学、日信化学等）に大別される。従来、カーバイド工業と関係のなかった旧財閥系を含むその他の化学メーカーが多数参入したことが注目される。その他の化学メーカーは、住友化学を除き、カーバイドを購入して塩化ビニルを製造した。

次に、技術面から見ると、自社技術で製造したメーカーのほうが多かったが、鐘淵化学、東亜合成、日本カーバイド、日本ゼオン、三井化学、モンサント化成等は外国技術を導入して製造を行った。

一方、1957年に石油化学工業が誕生した。1957～1959年の第一期計画には、三井石油化学、三菱油化、住友化学、日本石油、三菱石油、丸善石油の6社が参加し、四日市、岩国、川崎にコンビナートが建設された。続いて1960～1964年の第二期計画には、第一期計画に出遅れた日本の主要な化学会社、石油会社のほとんどが参加し、コンビナートの数が増大するとともに、エチレンのプラント規模は大型化し、1958年2万t/年であったものが、1965年20万t/年、1969～1971年30万t/年となった。石油化学の伸長につれ、アセチレン有機合成化学は、急速にその競争力を失っていった。表11は、1957～1966年における主要有機化学製品の石油化学への転移率を

表 10 戦後におけるメーカー別塩化ビニル生産の推移 (1946~1958年)

(単位：t)

工場	昭和 21 年度	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33
横濱 東洋 鉄鐘	0.5	5	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
三井 菱化	—	—	3	8	12	11	—	—	—	—	—	—	—
三菱 セル カバ イ	—	—	—	62	367	620	625	969	1,611	2,239	1,990	2,869	2,952
日本 電氣	—	—	—	20	16	4	8	—	—	—	—	—	—
日本 電氣	—	—	—	471	1,376	1,617	2,550	3,359	5,519	10,491	14,579	14,624	—
日本 電氣	—	—	—	20	132	525	1,181	2,200	3,598	4,676	6,710	7,291	7,982
日本 電氣	—	—	—	18	152	11	—	—	—	—	—	—	—
日本 電氣	—	—	—	32	1,226	1,944	2,644	3,295	3,994	4,369	5,687	6,986	—
日本 電氣	—	—	—	39	20	1	481	1,195	1,630	2,242	4,787	7,262	9,528
日本 電氣	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	8,359
日本 電氣	—	—	—	7	35	79	32	26	30	61	81	33	—
日本 電氣	—	—	—	6	26	77	80	445	572	550	747	637	300
日本 電氣	—	—	—	—	—	126	265	395	473	964	4,964	9,081	8,561
日本 電氣	—	—	—	5	4	—	—	—	—	—	—	—	—
日本 電氣	—	—	—	—	—	172	213	444	1,357	3,349	5,940	8,534	7,245
日本 電氣	—	—	—	—	1	10	—	—	—	—	—	—	—
日本 電氣	—	—	—	3	83	—	—	—	—	—	—	—	—
日本 電氣	—	—	—	—	—	139	8	—	—	—	—	—	—
日本 電氣	—	—	—	1	34	81	7	—	—	—	—	—	—
日本 電氣	—	—	—	—	10	1	—	—	—	—	—	—	—
日本 電氣	—	—	—	—	74	24	—	—	—	—	—	—	—
日本 電氣	—	—	—	—	—	—	2,238	4,173	4,976	7,283	11,769	16,494	19,013
日本 電氣	—	—	—	—	5	25	2	—	—	—	—	—	—
日本 電氣	—	—	—	—	10	31	22	17	—	—	—	—	—
日本 電氣	—	—	—	—	—	75	230	710	1,727	2,764	5,216	9,252	8,193
日本 電氣	—	—	—	—	—	—	—	—	—	514	5,923	7,622	7,537
日本 電氣	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	1,266	5,719	6,327
日本 電氣	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	7,069	7,615
合計 (会社数)	0.5 (1)	5 (1)	3 (1)	190 (12)	1,493 (18)	5,085 (20)	9,667 (16)	16,203 (12)	23,240 (11)	36,700 (12)	66,737 (13)	106,395 (14)	105,794 (13)
指数	—	—	—	3.7	29.4	100.0	190.1	318.6	457.0	721.7	1,312.4	2,092.3	2,080.5

資料 塩化ビニル工業会その他。日本長期信用銀行調査部「カーバイド工業」p.262による。

表 11 主要有機化学製品の石油化学への転換率の推移

(単位：%)

製品名	日 本										アメリカ
	1957	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67
アセトン	19.3	38.6	55.2	48.1	61.2	64.4	81.0	97.5	99.2	100.0	85.0
オクタノール	—	—	—	16.6	28.8	52.2	58.7	70.0	71.2	72.0	—
ブタノール	9.1	20.7	24.7	26.5	29.3	36.0	64.5	91.3	98.2	100.0	85.0
ベンゼン	—	7.6	11.8	11.2	16.6	28.3	33.2	32.1	37.6	—	85.0
トルエン	—	41.8	61.8	56.7	63.5	68.1	71.8	71.5	74.4	—	95.0
キシレン	—	75.3	82.5	78.0	87.2	87.6	88.6	85.6	90.3	—	98.0
アクリロニトリル	—	—	—	—	—	8.2	13.9	59.3	86.6	96.0	100.0
無水フタル酸	—	—	—	23.1	45.6	40.4	45.6	51.6	51.6	—	55.0
酸化エチレン	—	65.1	82.5	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	99.0
フェノール	—	—	—	—	22.0	24.4	41.9	34.3	—	—	96.0
酢酸	—	—	—	—	—	7.0	10.0	18.0	60.3	69.0	99.0
アセトアルデヒド	—	—	—	—	—	13.0	—	39.0	72.0	76.0	80.0
塩化ビニル	—	—	—	—	—	—	—	8.0	25.0	—	90.0

資料 日本はいずれも『化学工業統計年報』ただし1965年までは、『石油と石油化学』9, 1966.5. より重引。

アメリカは, *Hydrocarbon Processing*, Jan. 1967, 178.

近藤完一『日本化学工業論』p.27 による。

示す。アセトアルデヒドは1962年13.0%, 1966年76.0%, 酢酸は1962年7.0%, 1966年69.0%, 塩化ビニルは1965年25.0%, オクタノールは1960年16.6%, 1966年72.0%が, アセチレン有機合成化学から石油化学に転移した。

結局, 戦後の日本のアセチレン有機合成化学の歴史は, 1951年以降の急速な成長に始まり, 1961年以降の急速な衰退で終わったのである。

(2) チッソ水俣工場におけるアセチレン有機合成化学の発展とその特徴

戦後のチッソ水俣工場のアセチレン有機合成化学は, アセテート, 塩化ビニル及び塩化ビニルの可塑剤であるオクタノールを軸にして発展した。

まず, アセテートであるが, 敗戦直後から工場復興目標の一つとされた。

チッソは、水俣工場の酢酸、無水酢酸、アセトン等の原料工場の生産を逐次再開するとともに、空襲被害を免れた戦前のパイロット設備を整備し、1946年酢酸繊維素、アセテートスフ、1947年アセテートフィラメントの生産を再開した。1947年の生産量は、酢酸繊維素 117 t、スフ 3 t、フィラメント 13 tであった。以降、自社技術による開発を進め、アセテートスフの工業生産を開始したのが1950年頃であり、その生産能力は、酢酸繊維素 40 t/月、アセテートスフ 30 t/月であった。次いで、1952年、酢酸繊維素 45 t/月、アセテートスフ 60 t/月の設備を新設、既設設備と合わせると、酢酸繊維素 85 t/月、アセテートスフ 90 t/月となった。アセテートフィラメントの工業生産の開始は1955年までおくれ、この年にようやく 30 t/月 設備を新設した。これに伴い酢酸繊維素の生産能力も増強されて 120 t/月となった。そして、1956年、チッソは、新会社日窒アセテート(株)を設立、1957年、滋賀県守山に酢酸繊維素 150 t/月、アセテートフィラメント 150 t/月の新工場を建設した³⁰⁾。このように、アセテートフィラメントまで工業化できたのは1950年代の後半であるが、時代の趨勢はすでにナイロン等へと向かっており、アセテートの需要が大きく伸びることはなかった。アセテートは、工業化に成功したときには時代おくれになっていたという、悲劇の繊維であった。

次に、塩化ビニルの生産が再開されたのは、1949年である。敗戦後から約4年間、塩化ビニルは忘れ去られたかのようであり、研究すら行われなかった。チッソは、1941年、日本で初めて水俣工場に塩化ビニルパイロットプラントを建設し、敗戦までの4年間に計 261 t の塩化ビニルを生産した。それが、戦前日本で生産された塩化ビニルの大部分であった。その技術レベルはかなり高度なものであったこと、重合器、冷凍機等主要設備が戦災を免れたこと、戦前やはり塩化ビニルを少量生産した横浜ゴムが1946年に操業を再開していること等を考え合わせると、このことはかなり奇異に感じられる。戦前のチッソの主力は朝鮮の諸工場であり、敗戦により膨大な数の従業員

員が朝鮮から日本に引き揚げてきた。この朝鮮引揚組が経営者となり、水俣工場の幹部もドラスチックに朝鮮引揚組に交替した。新経営者が戦後真っ先に行った新規投資は、熊本県球磨郡川辺川水系における内谷発電所（第一発電所1万7900 kW、第二発電所8600 kW、建設費4.2億円）の建設であった。これは、朝鮮における大規模水力発電の事業経験を極めて矮小化した形で再現したものといえよう³¹⁾。塩化ビニルの生産再開がおくれたのは、新経営者が塩化ビニル工業の重要性を認識できなかったためと思われる。

前述したように、1949年、多くの化学企業が塩化ビニルの生産を再開するに及んで、チッソも、1949年の秋に戦前の重合器を使って5t/月の試験設備をつくり、翌1950年、15t/月で生産を再開した。しかし、電気絶縁性と熱安定性が悪いなど品質が劣悪であったため、研究を進めて、戦前からのエマルジョン重合法をサスペンション重合法に改め、重合器を大型化し、1951年、150t/月プラントを自社技術で建設した。アメリカ製品の品質に追いついたのが、1953年頃であったという³²⁾。生産能力は、1955年500t/月、1958年1500t/月、1959年7月1800t/月、同年12月2000t/月、1961年2500t/月と飛躍的に発展した。前出表10で見ると、その生産量は、1953年と1955年は業界4位、1958年は6位であった。資本力等の要因もあるが、戦後の取り組みのおくれが先行メリットを喪失させ、最後までマイナスに働いたことは否めないであろう。

最後に、塩化ビニルの可塑剤であるオクタノールについて見よう。戦後初めて製造を行ったのは花王石鹼であり、1949年、椰子油を高圧還元してノルマルオクタノールを得、さらにエステル化してDOPをつくった（1950年、50t/月）。次いで、1950年、協和発酵が糖蜜法で2エチルヘキサノール（オクタノール）を得、これからDOPを製造した（1950年、30t/月）。これに対し、チッソは、戦前朝鮮で行ったアセトアルデヒドからのイソオクタン合成技術を転用し、1952年アセトアルデヒドから2エチルヘキサノールを製造する技術を開発し、この年オクタノール100t/月プラントを、翌1953年DOP

150 t/月 プラントを建設した。これ以降、チッソはオクタノール市場をほとんど完全に独占し、その独占は、1960年、三菱化成がプロピレンからオキソ法でオクタノールを生産するまで続いた。前述したように、塩ビ工業においては激しい競争が行われたのであり、その重要な関連工業である可塑性工業でこのような独占が成功したのは、その背景に前述した酢酸誘導品工業の寡占体質があるにせよ、驚くべきことであった。この結果、水俣工場のオクタノールの生産能力は、塩ビ工業の急成長とともに、年を追って増強され、1954年 200 t/月、1957年 500 t/月、1959年 5月 1000 t/月、同年 10月 1500 t/月、1961年 1600 t/月となった。DOPは、1958年 500 t/月、1960年 800 t/月に増強された。

表 12 は、以上述べてきた水俣工場におけるアセテート、塩ビ、オクタノール設備等の増強推移を、図 5 は、1955年の水俣工場事業図を示す。アセテート等全ての酢酸誘導品及びオクタノール・DOPの原料であるアセトアルデヒドの生産能力は、1949年の 600 t/月から、1953年 1320 t/月、1956年 1800 t/月、1958年 2250 t/月、1959年 7月 3000 t/月、同年 11月 4800 t/月に増強された。なお、アセチレン有機合成化学の幹に当たるカーバイドは、1958年に至りデマージ式 2万 5000 kW 密閉炉が建設された。

1950～1958年のチッソの総設備投資額は約 120 億円であった。その内訳は、水俣工場 86 億円、日室アセテート守山工場 30 億円、その他 4 億円で、水俣工場への投資額の大部分は、有機部門に充てられた。

表 13 は、1950年 9月期より 1961年 9月期までのチッソの有機・無機部門別製品販売高及び純利益を示す。この表に計上されている製品は、全て水俣工場で生産されたものである。まず、有機部門と無機部門の製品販売高を見ると、総販売高に占める有機部門の割合は、1950年 9月期には 32.4%を占めるのみであったが、1953年 3月期には 43.8%となり、1953年 9月期に至り 53.7%となって、無機部門を超えた。以降、有機部門の割合は逐年増加していき、1955年 9月期以降 60% 台、1959年 3月期以降 70% 台となっ

表 12 水俣工場における主要アセチレン有機合成設備の増強推移

(単位：t/月)

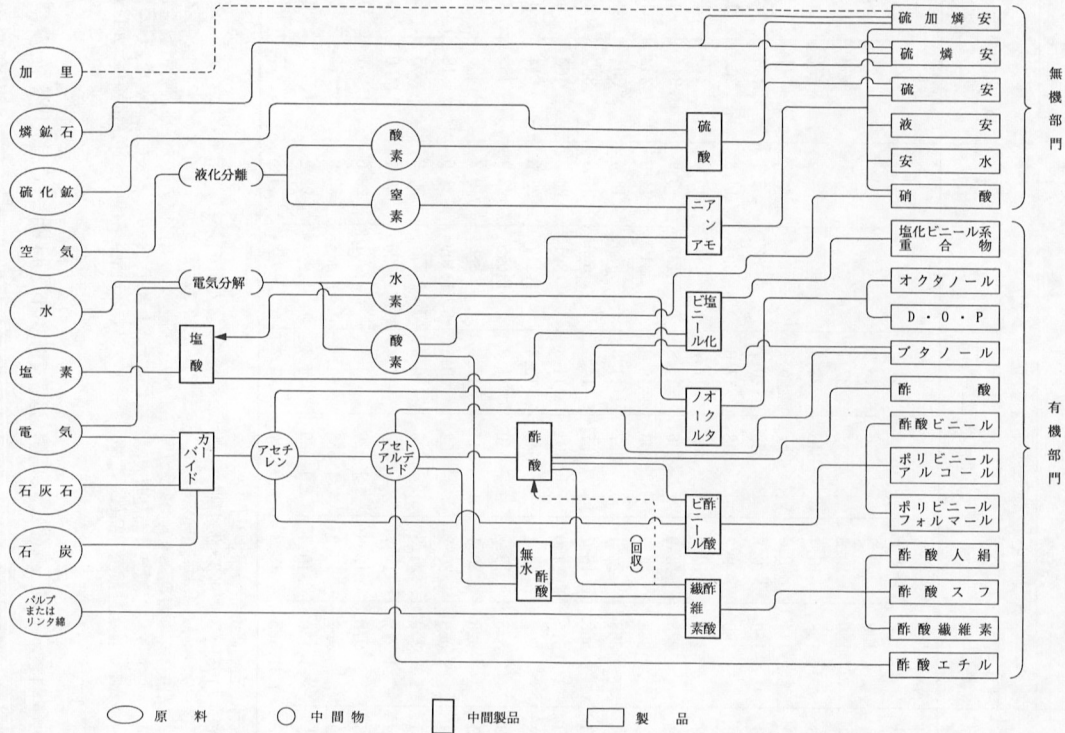
	アセトアルデヒド	アセトアルデヒドを原料とする製品				DOP	塩化ビニル
		アセテート			オクタノール		
		酢酸繊維素	アセテートスフ	アセテートフィラメント			
1949	600						
1950		40	30				15
1951							150
1952		85	90		100		
1953	1,320					150	300
1954					200		400
1955		120		30			500
1956	1,800						
1957					500		
1958	2,250					500	1,500
1959	7月3,000 11月4,800				5月1,000 10月1,500	548	7月1,800 12月2,000
1960						800	
1961					1,600		2,500

資料 水俣工場資料より作成。

た。I章で見たように、戦前の1943年下期における軍需助成金を除く水俣工場の有機・無機別製品収入割合は、有機部門65.2%、無機部門34.8%であった。戦後の水俣工場は、わが国の肥料重点生産方式のもと、まず、無機部門の復興が図られ、1953年を分水嶺として、これ以降、アセチレン有機合成化学を中心に発展したのである。

これを製品別に見ると、アセテート（酢酸繊維素、アセテートスフ、アセテートフィラメント、混紡系、織物等）は、1950年9月期～1954年9月期の間、全製品販売高のほぼ10%前後で推移したが、1955年3月期以降は、アセテートフィラメントの工業生産が開始され、混紡系、織物と事業分野が拡張されていくにつれ、15～20%と伸長した。その他の酢酸誘導品（酢酸、アセトン、無

図5 水俣工場事業図 (1955年)



水俣病原因工場の産業史・技術史 (2) (飯島/岡本)

表 13 チッソの有機・無機部門別

年・期	有 機 部 門							
	アセトアルデヒドを原料とする製品						塩 化 ビ ニ ル	
	アセテート		その他の酢酸誘導品		オクタノール及びその誘導品			
		%		%		%		%
50・9	89	8.0	241	21.9			28	2.5
51・3	139	9.9	336	23.9			35	2.6
9	180	10.6	377	22.1			60	3.5
52・3	158	10.4	346	22.9			74	4.9
9	114	6.5	357	20.1			144	8.1
53・3	160	9.8	338	20.7	83	5.1	133	8.2
9	189	9.2	348	17.0	304	14.8	262	12.7
54・3	169	10.4	286	17.7	242	14.9	279	14.2
9	273	12.0	336	14.8	137	5.9	344	15.1
55・3	364	14.7	363	16.3	317	11.0	352	14.2
9	668	22.1	357	11.8	435	14.4	354	11.7
56・3	508	15.7	457	14.1	690	21.3	389	12.0
9	515	14.0	433	11.8	891	24.2	460	12.5
57・3	722	16.4	549	12.4	1,117	25.3	614	13.9
9	875	19.1	540	11.8	1,015	22.2	489	10.7
58・3	928	20.1	544	11.8	889	19.2	425	9.2
9	1,069	20.2	552	10.5	1,109	21.0	512	9.7
59・3	1,259	21.3	606	10.2	1,774	30.0	693	11.7
9	1,217	17.7	784	11.4	1,726	25.1	1,106	16.1
60・3	978	12.8	1,020	13.3	2,261	29.6	1,201	15.7
9	967	13.2	1,033	14.1	2,484	33.9	1,273	17.4
61・3	1,130	15.4	1,059	14.4	1,997	27.2	1,333	18.1
9	1,505	19.2	1,110	14.2	1,939	24.8	1,275	16.3

資料 有価証券報告書より作成。

注① 1951・3～1952・9月期は、製品販売高より電力料を除外して計算した。

② アセテートは、酢酸繊維素、アセテートスフ、アセテートフィラメント、混紡糸(1954年9月期より)、織物(同)ほかの合計。なお、日窒アセテート(株)で製造されたアセテート製品は商品販売高として別途計上されており、本表には含まれていない。

③ その他の酢酸誘導品は、酢酸、アセトン、無水酢酸、酢酸エチル、酢酸ビニルほかの

水酢酸、酢酸エチル、酢酸ビニル等)は、1953年3月期までは20%強の割合を占めたが、1955年9月期以降はほぼ半減した。オクタノール及びその誘導品(DOP, DOA)は、1953年3月期に初めて販売高が記載されて以降めざま

水俣病原因工場の産業史・技術史 (2) (飯島/岡本)

製品販売高及び純利益

(単位：100万円)

有機部門 計		無機部門		合計		純利益
	%		%		%	
358	32.4	747	67.6	1,105	100	109
510	36.4	892	63.6	1,402	100	300
617	36.2	1,088	63.8	1,705	100	302
578	38.2	936	61.8	1,514	100	208
615	34.7	1,158	65.3	1,773	100	179
714	43.8	918	56.2	1,632	100	112
1,103	53.7	949	46.3	2,052	100	168
976	60.2	644	39.8	1,620	100	106
1,090	47.8	1,190	52.2	2,280	100	212
1,396	56.2	1,091	43.8	2,487	100	162
1,814	60.0	1,210	40.0	3,024	100	182
2,044	63.1	1,195	36.9	3,239	100	186
2,299	62.5	1,380	37.5	3,679	100	331
3,002	68.0	1,414	32.0	4,416	100	277
2,919	63.8	1,655	36.2	4,574	100	240
2,786	60.3	1,837	39.7	4,623	100	67
3,242	61.4	2,040	38.6	5,282	100	165
4,332	73.2	1,587	26.8	5,919	100	388
4,833	70.3	2,045	29.7	6,878	100	836
5,460	71.4	2,187	28.6	7,647	100	619
5,757	78.6	1,569	21.4	7,326	100	771
5,519	75.1	1,834	24.9	7,353	100	590
5,829	74.5	1,998	25.5	7,827	100	508

合計。品目は期によって若干変動がある。

④ オクタノール及びその誘導品は、オクタノール、DOP (1953年3月期より)、DOA (1956年3月期より)の合計。

⑤ 無機部門は、硫安、稀硝酸、濃硝酸、硫加燐安 (1955年3月期より)ほかの合計。

しい伸長を見せ、1955年9月期までは10%台、1956年3月期以降は20%台、1959年3月期には実に30%に達した。塩化ビニルは、1950年9月期の2.5%に始まり以降順調に伸長し、1954年9月期には15.1%となった。しか

し、それ以降は下降線をたどり、1958年3月期には9.2%まで下がったが、1959年9月期以降再び上昇に転じ、1961年3月期には、18.1%となった。

最後に純利益を見ると、1950年9月期～1958年3月期はほぼ1～3億円であったが、1959年9月期～1961年9月期は約4億円弱～8億円強と高収益を上げた。これは、前出表12で見たように、1959年以降、オクタノール及びその誘導品と塩化ビニルの生産能力が大幅にアップされたことによる。特にオクタノール及びその誘導品は、オクタノールの市場独占により非常に高利潤を上げ、「千円札をベルトコンベヤで運ぶ」といわれたほどであった。

それでは、チッソの石油化学への転換はどのように行われたのであろうか。チッソの石油化学への進出は、おくれをとった。チッソ石油化学(株)を設立したのが1962年であり、いわゆる第二期計画で丸善石油化学五井コンビナートに参加した。その生産計画は、エチレン系——アセトアルデヒド4万5000t/年、醋酸2万5000t/年、醋酸エチル1万4000t/年、プロピレン系——ポリプロピレン5万t/年で、建設を終わったのが1963年であった。水俣工場のアセチレン有機合成化学の発展の頂点は1959～1961年であり、その競争力を過信したことも、経営判断を誤った一因と思われる。石油化学へ出してくれたことは、大きなダメージをチッソに与えた³³⁾。石油化学への転換は、必然的に水俣工場の既存事業の整理問題をひき起こした。そして、大幅人員削減を先取りする形で、1962年、水俣工場で戦後5指に入る大争議が起こった。さらに、これより前の1956年には水俣病が発見されたのである。

2. 1953年のチッソ水俣工場アセトアルデヒドプロセスの状況と真空蒸発・真空蒸留方式による技術革新

(1) アセトアルデヒド所要量の増加と旧設備の老朽化

先に述べたように、1953年は、チッソ水俣工場のアセチレン有機合成化学が本格的発展へのスタートを切った年であった。その根幹であるアセトア

ルデヒドもまた、大幅な生産の増加が求められたのである。

1953年3月付水俣工場製造部文書「アルデヒド製造設備の現状と生産確保対策」は、その切迫した状況を次のように述べている。

「逐年拡張されつつあった当工場有機関係生産設備は、特に昨年醋綿(注、酢酸纖維素) 2.5 t/D 工場及びオクチルアルコール(注、オクタノール) 100 t/M 工場の完成に伴い飛躍的に増強された。而もこれら新工場に加え、酢エ、チッソニール等の予想外の生産増加により、全工場のアルデヒド所要量も急激に増加した」

1953年度の必要アセトアルデヒド生産量は、最高約800 t/月と見積もられた。しかるに、既存の1・2期及び5期プロセスでは、その技術的欠陥はすでに明らかであって、500 t/月強の生産しか見込めないのみならず、戦前

表 14 1, 2, 5期の老朽化状況 (1953年)

1・2期プロセス

	完 成	使用 年数	能 力	故障頻発箇所	備 考
生成器 (攪拌機, 軸流 ポンプ, 循環ポ ンプを含む)	1933年4月	20年	10 t/日	老朽による生成器胴 体の亀裂及び各部の 漏洩 軸流ポンプの破損	
分留器 (1期)	1932年3月	21年	5 t/日	加熱管の破損, 特に 1期に甚し。胴体の 破損	現状では20 t以上の母液 を循環すれば中央より溢流 して加熱管の効果なし
” (2期)	1933年4月	20年	”		
精留塔 (1期)	1932年3月	21年	”	水銀集積による精留 塔圧の上昇	ガスの上昇速度 50 cm/sec ガス組成アルデヒド 1 t 水 1.6 t
” (2期)	1933年4月	20年	”		

注 生成器は、2期生成器に余裕があるため、1期の生成器を廃止した。

5期プロセス

生 成 器	1937年4月	16年	15 t/日	1・2期に同じ	
分 留 器	”	”	20 t/日	加熱管及び胴体の破 損	1・2期に同じ
精 留 塔	”	”	20 t/日	1・2期に同じ	1・2期に同じ

表 15 1, 2, 5 期の運転状況 (1953 年 1 月及び 3 月)

月 日	1 期	2 期	5 期
1. 16	PM 2:15~PM 4:00 迄 ブラインパイプ修理のため 運転中止 PM 9:00~PM 9:30 迄 1. 17 AM 5:50~AM 7:10 迄 分留器胴体破損のため運転 中止	1. 17 AM 5:50~ AM 7:15 迄 循環ポンプ修理のため運転 中止	AM 9:55~PM 1:10 迄 コンデンサー水洗のため運 転中止
1. 18	1. 19 AM 4:00 分留器胴体 修理のため運転中止		
1. 19	PM 5:00 運転開始		
1. 22			1. 23 AM 2:00 運転中止
1. 23			1. 24 AM 5:55 運転開始
1. 24	PM 6:00 より 30 分間中止	PM 9:00 より 30 分間中止	1. 25 AM 6:30 ~ AM 7:50 迄 循環ポンプ出口弁修理 のため中止
1. 25			1. 26 AM 6:30 運転中止 (生成器母液クーラー入口 管修理)
1. 26	PM 9:40 より 1. 27 AM 4:30 迄 冷凍機並に循環ポンプ故障のため運転中止		PM 1:20 運転開始 PM 9:45~PM 11:45 迄 冷 凍機の都合に依り運転中止
1. 28	AM 8:10~AM 9:10 迄 AM 11:15~AM 11:45 迄 軸流ポンプグラウンドバッキン入替のため運転中止 1. 29 AM 3:30 分留器及生成器修理のため運転中止		
1. 29	PM 11:10 運転開始		
1. 30			AM 9:10~AM 11:25 迄 PM 4:30~PM 5:20 迄 第 1 生成器切替のため運転 中止
3. 5	PM 1:45~2:45 迄 攪拌機グラウンドバッキン入替のため 運転中止		AM 9:00~PM 1:50 迄 精留器水洗のため運転中止
3. 6	アルデヒド分留器粗製 (不 良) アルデハイド再精留中		
3. 7	PM 2:30 都合により stop	AM 8:40 分圧上昇のため 水洗実施に付 stop	
	AM 2:30 より整備終了 start (1・2 期) PM 1:10 より 20 分間 1, 2 期アルデヒドの都合により 5 期 stop		
	不良アルデヒド再精留実施 (1 期)		
3. 8	不良アルデヒド分留器にて 再精留中 (1 期)		PM 1:40 第 1 生成器下部 破損 運転不能に付 stop PM 3:50 第 2 生成器のみ 使用にて start
3. 9	特記事項なし アルデヒド生産悪し		
3. 10	AM 9:30~AM 10:20 迄 生成器 攪拌機 gland 不良取替のため C ₂ H ₂ 吹込止 (1・2 期)		

3.11	AM 4:00 (3直) 分圧上昇 不具合のため stop		
3.12	PM 5:00 整備終了 start		
3.16	AM 4:00 年次停電作業のため各機 stop		
3.17	AM 3:30 start (1・2期)		AM 5:00 start
3.18			AM 7:00 軸流ポンプ不良 のため stop
3.19	分留器不良 CH ₃ CHO 再 精留す		前直より軸流ポンプ取替の ため stop 中 PM 6:50 据付完了 C ₂ H ₂ 吹込 start
3.20			分留器 PM 5:45~ Brine 上昇のため PM 9:30迄 steam 使用出来ず C ₂ H ₂ 吹込 50 m ³ にて調整 運転す
3.21			生成器コニカル破損のため AM 6:00 stop
3.22			生成器修理完了 PM 7:10 C ₂ H ₂ 吹込 start
3.23	分留器 加熱管破損修理の ため AM 5:00 C ₂ H ₂ 吹込 止 stop		
3.24	分留器修理完了 PM 6:50 C ₂ H ₂ 吹込 start		
3.26	2期用, C ₁ pump 故障のため C ₂ H ₂ 吹込止修理 AM 8:25 PM 0:40 修復後 C ₂ H ₂ 吹込 start す (1・2期)		
3.28			3直より良好となる
3.29			好調
3.30			生成器修理完了 AM 10:00 C ₂ H ₂ 吹込 start
3.31	PM 5:30~PM 6:20迄 循環ポンプの不良修理のため C ₂ H ₂ 吹込止 (1・2期)		

資料 1953年酢酸製造日報

に製作された設備のため老朽化が著しく、その状況は表 14 のとおりであった。

このため、各期とも、「故障の起きない日はない」といわれるほど故障が頻発した。表 15 は、1953年1月及び3月の各期運転状況を示す。

(2) 真空蒸発・真空蒸留方式による6期プロセスの建設

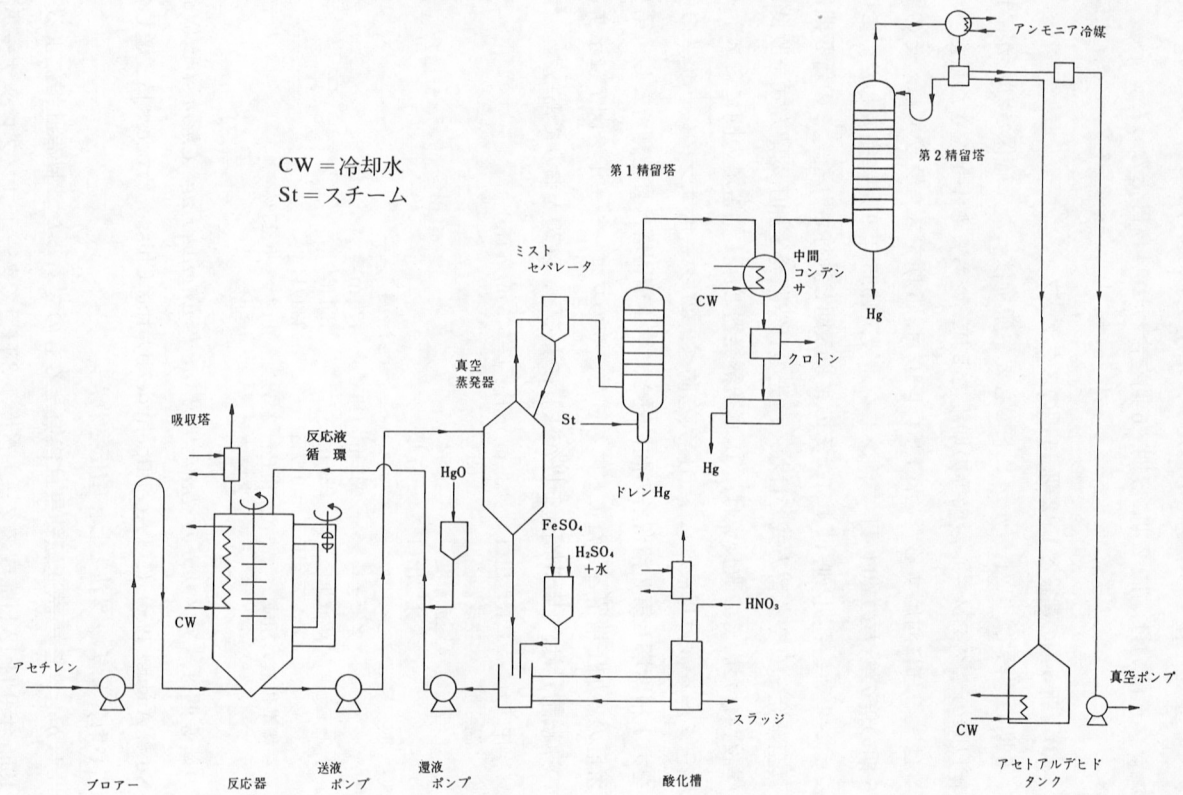
この事態に対処するためには、1951年の技術革新で失敗に終わったアセトアルデヒド新分離法を完成させ、新プラントを建設するほかはなかった。真空蒸発・加圧蒸留方式の技術ネックは、ターボコンプレッサーの使用条件があまりにも過酷すぎる点にあった。そこで、加圧蒸留方式をやめて真空蒸留方式に変えることで、問題の解決が図られた。すなわち、ターボコンプレッサーの使用をやめ、精留塔の後に小容量の真空ポンプを置き、蒸発器以降の全装置を絶対圧 200 m/m Hg 程度の真空で操作する方式が採用された。これを、真空蒸発・真空蒸留方式と呼ぶことにする。そして、24 t/日（公称 20 t/日）の新プラントが工期 4 カ月の突貫工事で建設され、6期と呼ばれた。そのフローシートを図 6 に示す。主要計画値は次のとおりであった。なお、従前のプロセスは現場計器中心であったが、6期では、初めて操作盤に温度記録計及び圧力記録計が設けられた。

母液温度	67°C
母液組成	H ₂ SO ₄ 16%
	アルデヒド 1.5%
真空蒸発器	220 m/m Hg (-540 m/m Hg)
蒸発後母液	H ₂ SO ₄ 16%
	アルデヒド 0.486%
精留塔ドレン	860 kg/H
	(H ₂ O 837 kg/H, アルデヒド 23 kg/H)

II章で述べたように、真空蒸発・加圧蒸留方式においては、ターボコンプレッサーの圧縮熱を利用することによって、第二精留塔の蒸気加熱を不用とし、もってコストダウンを図ることを一つの狙いとしていた。しかし、熱精算コストを問題としているような状況ではなかったのである。

6期プロセスは、1953年8月に完成し、製造日報によるとスタート後22日目に「大改造」を行い、以後順調に稼働した。「大改造」の内容は不明である。これにより、6期のみで600 t/月の生産確保が可能になった。初めの計画では、6期完成後1・2期をスクラップし、5期と6期で必要アセトアル

図6 真空蒸発・真空蒸留方式6期フローシート (1953年)



水俣病原工場の産業史・技術史(2) (飯島/岡本)

デヒド量を生産する予定であったが、増産要求によりスクラップは中止された。生産能力は、1・2期、5期、6期を合わせ44t/日となった。

(3) 新5期の建設と1・2期、5期のスクラップ

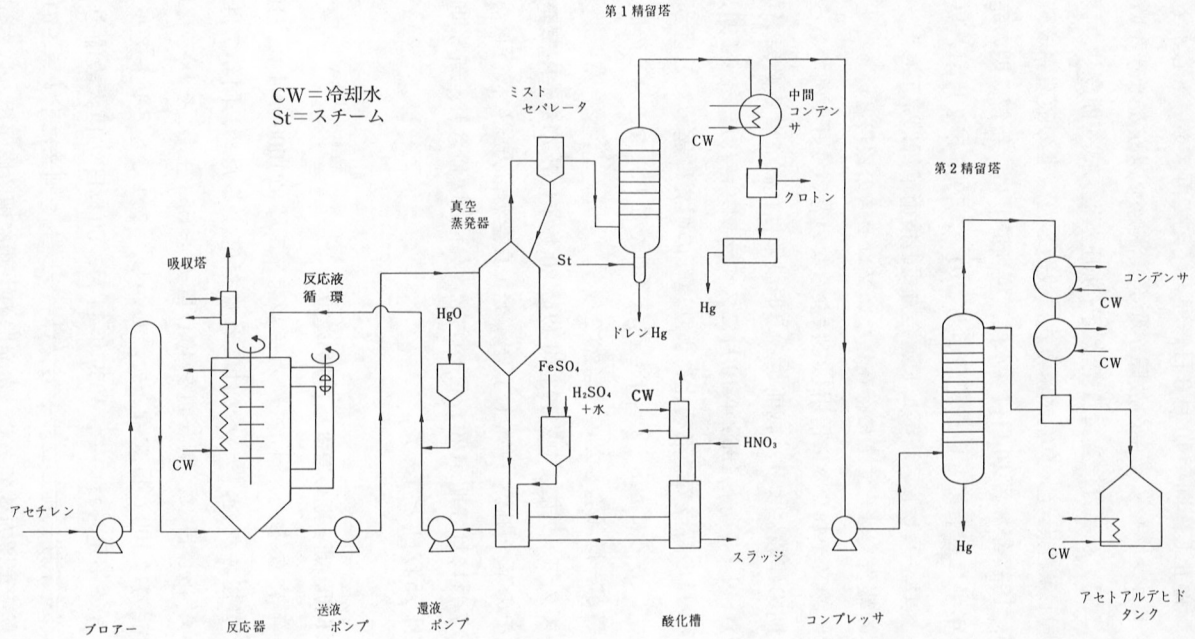
6期の建設でアセトアルデヒドの必要生産量は一たん確保されたが、1954年以降のオクタノール設備等の増設により、たちまち不足をきたした。チッソは、これに対応するため、1954年10月、5期をスクラップし、その跡に6期の倍の能力の40t/日プラントを建設、1955年9月に完成した。この新プラントは、7期と呼ばずに、そのまま5期と通称された。この新5期は、真空蒸発・真空蒸留方式ではなく、先の真空蒸発・加圧蒸留方式を改良して建設された。その改良点は、①真空蒸発器と第1精留塔の間にミストセパレーターを設け母液ミストの侵入を防ぎ、②ターボコンプレッサーの位置を第1精留塔と第2精留塔の間に置き、第1精留塔は真空精留とし、第2精留塔のみ加圧精留としたことにあった。そのフローシートを図7に示す。その運転諸元は、「新5期運転操作法」によると、次のとおりであった。

圧力	蒸発器出口	235 m/m Hg (-525 m/m Hg)	
温度	生成器温度	±69°C	
	還流温度	65°C	
取扱量	蒸発器出口	±67°C	
		冬	夏
	アセチレン	935 m ³ (15°C)	770 m ³
	送液量	220 m ³	180 m ³
	アルデヒド	40 t/日	33 t/日
標準母液の組成	T. Fe	2.5%	Fe ⁺⁺⁺ 0.25%
		遊離硫酸	25%

新5期は、アメリカの *Industrial and Engineering Chemistry* (Vol. 48, No. 8, August 1956) に「Acetaldehyde by the Chisso Process」と題して報告され、新チッソ法として喧伝された。

しかし、その試運転結果は惨憺たるものであった。製造日報によると、1955年9月12日完成スタート後僅か3日目でターボコンプレッサーが故障

図7 改造真空蒸発・加圧蒸留方式新5期フローシート (1955年)



水俣病原因工場の産業史・技術史(2) (飯島/岡本)

して運転停止し、同年10月3日修理を終えて再スタートしたものの、同じくターボコンプレッサーの故障が頻発、満足な運転ができない有様であった。そこでチッソは、遂に真空蒸発・加圧蒸留方式を断念し、同プロセスを6期と同じ真空蒸発・真空蒸留方式に改造した。その改造完成時期は不明であるが、1957年8月10日付『水俣工場新聞』に、新鋭5期の完成は6期より「2年半ほど」後という記載があるので、1956年2月頃と見られる。これをもって、アセトアルデヒド蒸発方式の技術革新は完了した。先のアメリカ誌への報告文は、すでに存在しないプロセスの報告ということになる。企業のPR論文をむやみに信用してはならないという好事例であろう。

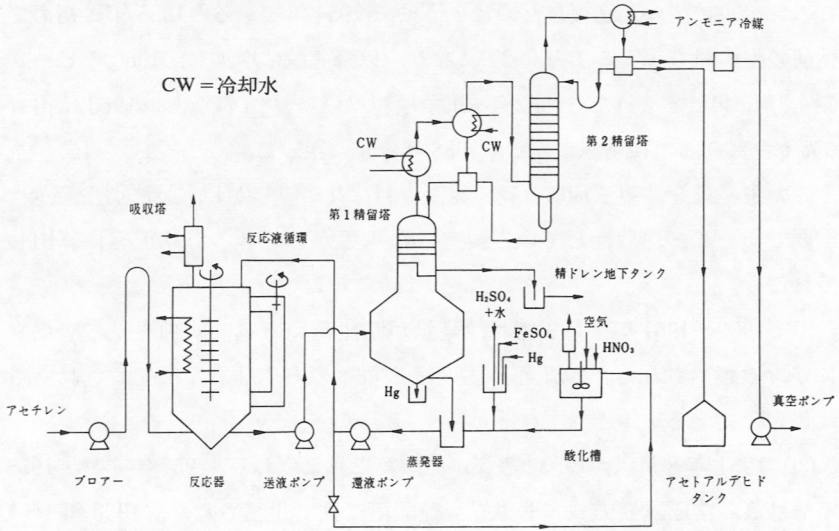
新5期の建設により、戦前からの旧設備は存置させる必要がなくなり、5期に続き、1・2期も1955年10月にスクラップされた。1・2期及び5期は、1953年3月の時点で、老朽化により運転の限界に達したと目されたにもかかわらず、さらに1.5～2.5年も運転されたことになる。その間、老朽化による故障が一層頻発したのは当然である。

このスクラップにより、1932年以降20数年に及んだ常圧蒸発・常圧蒸留方式はその幕を閉じ、完全に真空蒸発・真空蒸留方式に移行した。そして、1956年7月には6期が20t/日から35t/日に増強され、新5期と合わせ公称能力は75t/日となった。

(4) 6期、新5期の増強と7期の建設

1959年になると、オクタノールは、5月に1000t/月に、10月に1500t/月に増強された。チッソはこれに対応するため、同年7月、6期を35t/日から45t/日に、新5期を40t/日から55t/日にそれぞれ増強し、公称生産能力は100t/日になった。しかし、これでもアセトアルデヒド生産量は大きく不足したので、1959年11月、60t/日の巨大設備を新たに建設し、これを7期と称した。そのフローシートを図8に示す。この装置は真空蒸発・真空蒸留方式であり、蒸発器の上部に精留塔が組み込まれていた。生

図8 真空蒸発・真空蒸留方式7期フローシート (1959年)



産能力は、合計 160 t/日 となったわけである。7期には液面調節計器がつけられた。オートメーションのはしりといえよう。これをもって、水俣工場のアセトアルデヒド設備のスクラップ・アンド・ビルドは完了した。そして、五井工場のエチレン法アセトアルデヒドプロセスが稼働するに及んで、生産の主体は徐々に五井に移され、7期は1967年5月に、6期と新5期は、1968年5月に、運転が停止された。

(5) 製法の変遷と生産量

図9は、1932年の操業開始から1968年の全面停止に至る間の水俣工場アセトアルデヒドプロセスの各年別生産量及び各期別製法別稼働状況を、表16は、各期別主要装置の変遷を資料を入手し得た範囲で示す。単位ユニットの生産能力は、1~4期の5 t/日に始まり、7期の60 t/日に至り12倍となった。

各年別生産量を見ると、戦前のピークは1940年の9159tであった。戦後このレベルに生産が回復したのはようやく1954年である。1955年に初めて戦前の生産量を超える1万632tになり、以降急激に増加し、1960年ピークの4万5244tとなった。1962年長期争議のため一たん減少し、1963年再び4万t台になった後著減に転じ、1968年停止に至った。

この生産量を、製法別に分けて見た資料はない。しかし、製法別生産量は重要であるので、残存している製造日報³⁴⁾等からできるだけ正確に算出しておこう。

① 1932～1951年7月までは、全量が常圧蒸発方式・助触媒＝二酸化マンガンを製造された。1951年の生産量6248tの内7月までに生産された量は3755tである。

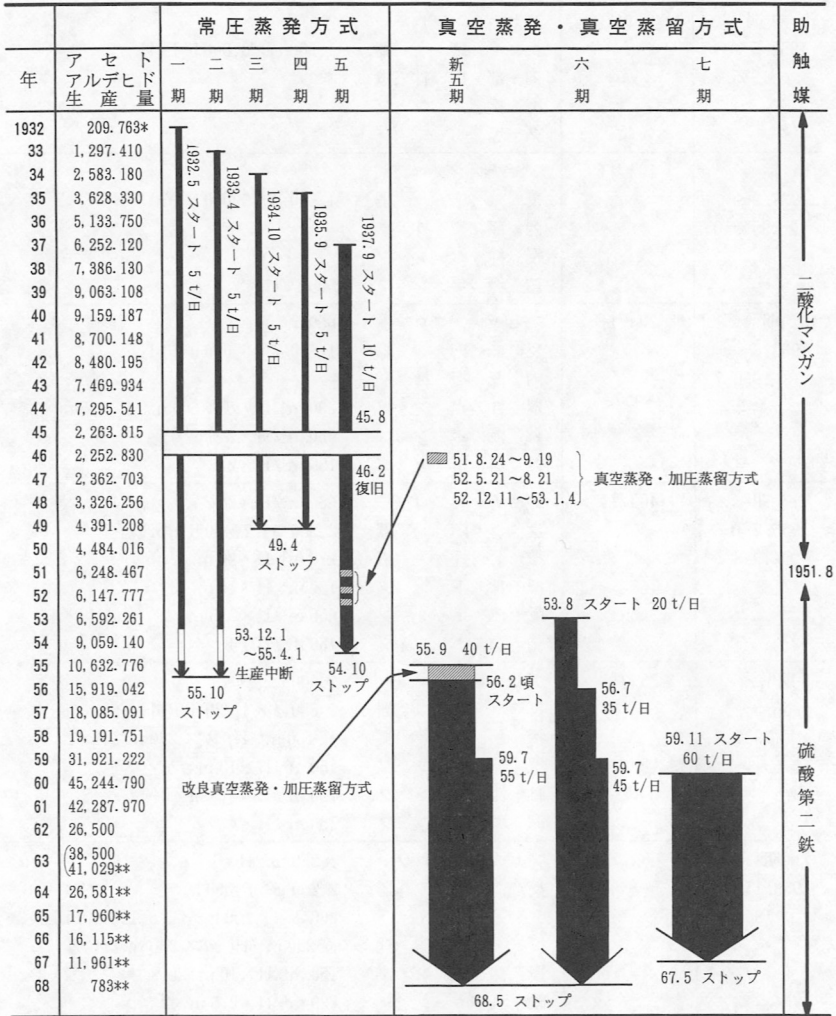
② 1951年8月以降は、助触媒が硫酸第二鉄に変わり、1951年8月～1953年7月は、常圧蒸発方式・助触媒＝硫酸第二鉄で生産された。1953年1～7月の生産量は300tである（2月を除く。この月の生産量は不明）。この間、真空蒸発・加圧蒸留方式で計約50tが生産された。

③ 1953年8月～1955年12月は、常圧蒸発方式と真空蒸発・真空蒸留方式を併用して生産された。1955年9月～1956年2月の間真空蒸発・加圧蒸留方式（新5期）で生産が断続的に行われたが、その生産量は不明である。製造日報の書き込みにより、1953年8月～1955年3月は、生産量を表17のとおり製法別に分けることができる。

これを見ると、1953年8～12月の真空蒸発・真空蒸留方式による生産は63.4%であったが、1954年は90.4%となった。1955年は、4～10月の間常圧蒸発方式での生産が平行して行われたが、同方式の生産量は不明である。仮に、1954年の製法別生産割合を1955年に適用すると、真空蒸発・真空蒸留方式による生産量9612t、常圧蒸発方式による生産量1021t計1万633tになる。

④ 1956年以降は、全量真空蒸発・真空蒸留方式で生産された。

図9 アセトアルデヒド生産量並びに各期別製法別稼働状況 (1932~1968年)



資料 生産量は有馬澄雄「水俣病」p.159 による。

* 12月分欠

** 会計年度の集計

表 16 各 期 別 主 要

名 称	設備能力	反 応 器
1~4期 1932.5~ 1935.9	5 t/日	アセチレンプロワー 反 応 器 1,500 ϕ \times 3,000 h PbH 内 部 攪 拌 機 なし 攪 拌 ポ ン プ 循 環 ポ ン プ
5 期 1937.9~ 1954.10	10 t/日	アセチレンプロワー 反 応 器 1,500 ϕ \times 5,000 h PbH 内 部 攪 拌 機 攪 拌 ポ ン プ 循 環 ポ ン プ 50 m ³ /H \times 2
6 期 1953.8~ 1956.7	20 t/日	アセチレンプロワー 660 m ³ /H \times 1 反 応 器 1,880 ϕ \times 5,000 h PbH 内 部 攪 拌 機 攪 拌 ポ ン プ 200 m ³ /H, ガス 600 m ³ /H \times 25 m \times 2 軸 流 ポ ン プ 650 m ³ /H \times 2.5 m \times 2 循 環 ポ ン プ 150 m ³ /H \times 2
新5期 1956.2頃 ~1968.5	40 t/日	アセチレンプロワー 660 m ³ /H \times 2 反 応 器 2,200 ϕ \times 7,450 h PbH 攪 拌 機 270 m ³ /H \times 20 m \times 2 攪 拌 ポ ン プ 150 m ³ /H \times 10 m \times 2 軸 流 ポ ン プ 650 m ³ /H \times 2.5 m \times 2 循 環 ポ ン プ 150 m ³ /H \times 4
6期増強 1956.8~ 1959.7	35 t/日	アセチレンプロワー 1,000 m ³ /H \times 1 反 応 器 1,880 ϕ \times 4,720 h PbH 攪 拌 機 液 150 m ³ /H, ガス 230 m ³ /H \times 2 攪 拌 ポ ン プ 150 m ³ /H \times 10 m \times 2 軸 流 ポ ン プ 720 m ³ /H \times 2.5 m \times 2 循 環 ポ ン プ 150 m ³ /H \times 4
7 期 1959.11~ 1967.5	60 t/日	アセチレンプロワー 1,350 m ³ /H \times 1 反 応 器 2,200 ϕ \times 5,000 h 800 ϕ \times 1,200 h 全高 8,100 h PbH 攪 拌 機 液 250 m ³ /H, ガス 230 m ³ /H \times 1 攪 拌 ポ ン プ 150 m ³ /H \times 10 m \times 1 軸 流 ポ ン プ 720 m ³ /H \times 2.5 m \times 2 循 環 ポ ン プ 150 m ³ /H \times 4

資料 工場資料より作成。

装置の変遷

蒸発器と精留塔	真空ポンプ	計器
常圧蒸発器 1,200 ϕ \times 2,500 h 第1精留塔 500 ϕ \times 6,000 h 第2精留塔 325 ϕ \times 2,740 h	不要	現場計器
常圧蒸発器 2,000 ϕ \times 4,000 h 第1精留塔 1,100 ϕ \times 4,800 h 第2精留塔 1,100 ϕ \times 2,400 h	不要	現場計器
真空蒸発器 1,880 ϕ \times 4,100 h PbH 第1精留塔 2,300 ϕ \times 2,500 h \times 5段 SEC 第2精留塔 2,300 ϕ \times 3,500 h \times 13段 SS	360 m ³ /H \times 1	操作盤——温度記録 オリフィス
真空蒸発器 2,200 ϕ \times 4,000 h SUS 12 第1精留塔 2,300 ϕ \times 3,550 h \times 15段 SUS 12 第2精留塔 2,300 ϕ \times 5,300 h \times 15段 SS	390 m ³ /H \times 2	操作盤——温度記録 オリフィス
真空蒸発器 1,880 ϕ \times 4,000 h PbH, SUS 13 第1精留塔 2,300 ϕ \times 2,500 h SUS 13 第2精留塔 2,300 ϕ \times 3,500 h \times 13段 SS	360 m ³ /H \times 2	操作盤——温度記録 オリフィス
真空蒸発器 2,850 ϕ \times 4,500 h 1,500 ϕ \times 3,000 h SUS 13 第1精留塔 2,300 ϕ \times 2,500 h \times 5段 SUS 13 第2精留塔 2,300 ϕ \times 5,800 h 480 ϕ \times 2,400 h \times 15段 SUS 13	900 m ³ /H \times 1	液面調節器 (フロート式)

表 17 1953.8～1955.3 製法別生産量

	常圧蒸発方式	真空蒸発・真空蒸留方式	計	備 考
1953.8	336.563 kg	373.712 kg	710.275 kg	
9	282.532	476.584	759.166	
10	63.117	414.187	477.304	24日以降欠
11	61.862	0	61.862	10/24～11/25 長期スト
12	23.764	65.701	89.465	4日以降欠
小計	767.888 (36.6%)	1,330.184 (63.4%)	2,098.072 (100%)	
1954.1	0	780.750	780.750	
2	0	720.910	720.910	
3	31.739	622.703	654.442	
4	0	782.760	782.760	
5	52.686	646.157	698.843	
6	251.045	762.426	1,013.471	
7	269.968	820.146	1,090.114	
8	185.742	612.570	798.312	
9	0	721.771	721.771	
10	72.568	803.404	875.972	
11	0	470.585	470.585	
12	0	417.047	417.047	
小計	863.748 (9.6%)	8,161.229 (90.4%)	9,024.977 (100%)	
1955.1	0	437.456	437.456	
2	0	511.138	511.138	
3	0	723.764	723.764	
小計	0	1,672.358 (100%)	1,672.358 (100%)	

資料 酢酸製造日報より作成。

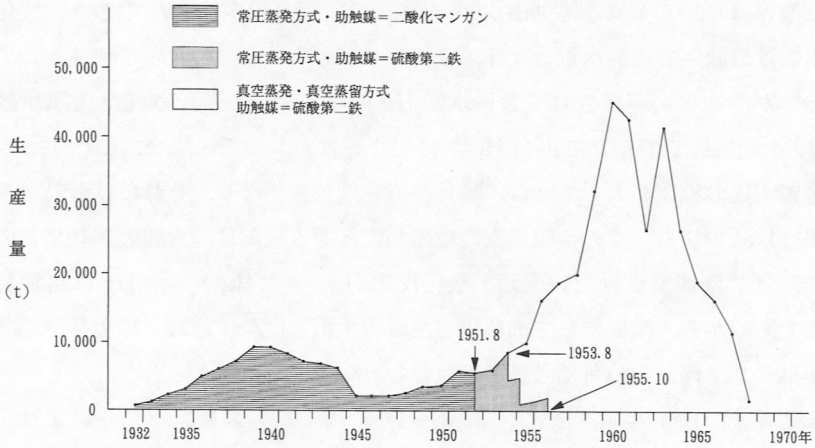
図 10 は、以上により得られた製法別生産量を図示したものである。

3. その他の技術革新

(1) 理論的研究の進展

これまで見てきたように、生産の拡大とともに必然的に「大能力の設備」が要求されてくると、水銀触媒によるアセトアルデヒド合成反応に関する組織的な知識が確立していないため、その設計に当たり「強い不安」が生じたのは当然である。アセトアルデヒド合成機構並びに取扱う物質の物理化学的

図10 製法別アセトアルデヒド生産量の推移



注 真空蒸発・加圧蒸留方式による生産量は、少量なので除外している。

性質、反応装置の構造、製造運転諸条件等の相互関連を組織的に整理した研究は存在しなかった。

そこで、これらの理論的研究が、同工場技術部五十嵐赴夫により行われた。五十嵐は、戦前・戦後の水俣及び朝鮮のアセトアルデヒドプラントの運転経験を持つ技術者であった。五十嵐は、1956年頃ほぼその研究を終え、*Industrial and Engineering Chemistry* (前掲, p.1258) にその一部を発表、次いで、1961年2月、「水銀触媒によるアセトアルデハイド合成反応の工業物理化学的研究」と題する博士論文にまとめ、1962年、『触媒』誌 (Vol. 4, No.3) に「水銀触媒によるアセトアルデハイド合成反応速度の解析」と題し、その要約を発表した。

五十嵐は、その研究で、ポーログラフイーを使って実体解析を行い、アセチレン水和反応の水銀触媒機構の解明に初めて成功した。また、その製造運転諸条件等の研究成果は、運転効率の向上に役立った。その内容については、次章以下で後述する。

(2) 触媒の変更

触媒は、1932年の製造開始以来一貫して酸化水銀が使われてきた。酸化水銀は母液中で硫酸水銀となり、 $\text{HgO} \rightarrow \text{Hg}^{++} + \text{SO}_4^{--}$ の形で触媒として働くが、次第に還元されて金属水銀 Hg になる。この還元された金属水銀 Hg を助触媒で酸化して再び Hg^{++} に戻すわけだが、その場合、酸化すべき金属水銀の粒径が大であれば、酸化反応速度は遅くなり、それだけ有効触媒濃度は減少する。この金属水銀の粒径が大となる現象は、実際の運転においてしばしば観察された。還元・酸化反応 $\text{Hg}^{++} \rightleftharpoons \text{Hg}_2^{++} \rightleftharpoons \text{Hg}$ は可逆反応であるから、触媒として細粒化した金属水銀を投与すれば、酸化反応速度が早まり、母液中の有効触媒濃度はむしろ増加すると考えられた。

そこで、1960年頃、酸化水銀の使用をやめて、アスピレーターにより金属水銀を微粒にして母液に投与するテストを行い好成績を見たので、1961年より触媒として微粒金属水銀が使用されるようになった。

(3) 水俣病との相関

1956年5月水俣病が発見され、1959年7月熊大研究班が有機水銀説を発表した。II章で見たように、チッソは、アセトアルデヒドプロセスにおけるアセチレン反応機構において、中間体として有機水銀が生じることを熟知していた。また、1959年10月には、アセトアルデヒドプロセスの廃水をネコに投与する実験を行い、水俣病を発症させた。しかし、驚くべきことに、水俣病との関係で行われた製法上の改善や技術革新は皆無であった。ただ、チッソは、1960年8月に至り、成分中に有機水銀を含む精留塔ドレンのプロセス外排出を減少させるため、精留塔ドレンを反応器に送り再使用した。当時の酢酸課長であった椎野吉之助によると、「化学反応にどういふ影響を及ぼすか」「非常に冒険であった」が、「あえて見切り発車した」という³⁵⁾。その結果、母液中に生成されるアセトアルデヒドが酸化されて生じる酢酸濃度が上がって、第1精留塔で分離することができず、中間コンデンサーチュー

ブが腐蝕される等の事故が起きたものの、アセトアルデヒド生産にさしたるマイナスはなかった。

4. 真空蒸発・真空蒸留方式の運転条件と運転実態

(1) 運転条件

真空蒸発・真空蒸留方式の運転条件は、どのようなものであったであろうか。残念なことに、十分な資料入手はできなかった。まず、1960年頃の「6期標準操作法」を抜粋引用して、その概要を見てみよう。

① 母液温度

a) 母液温度が蒸発器の真空度に相当する沸点以下になると蒸発器にて泡が発生し、アルデヒドの蒸発は抑制され、泡は更に成長すると逐には精留塔まで入り運転出来なくなる。母液の沸点は硫酸や硫酸鉄等母液組成に依り異なるので正確には判らないが、真空度(-)550 m/m Hg 程度では70~72°C位であるので、母液の蒸発器入口温度をそれ以下にしない様注意する。

温度が下がる時は蒸発量が多すぎるので送液量を減らす。それでも下がる時は生成器に生蒸気を吹込む。

b) 母液温度が高過ぎても材質(硬鉛)的に見て好ましくないし又重合物の生成も促進されるものと思われる。従って蒸発器入口温は74~77°C位とする。(5期アルデヒドの標準操作と異なるのは蒸発器の真空度が低いためである)

尚温度が高すぎる時は送液量を増す。それでも温度が下がらない時は C_2H_2 の吹込量を減らす必要がある。

② 母液の分析

a) 比重、全鉄、二鉄、酸分

1直2回分析し各々下記の値を目標とする。

酸分	20~22%
全鉄	3.0~3.5%
二鉄	0.1~0.3%

酸分と全鉄は母液のロスにより次第に絶対量が減少し濃度が落ちてくるので、その時は母液酸化装置に於て硫酸や第一鉄を補給する。二鉄分は多少低くても問題でないが高い時は概して C_2H_2 ガスの吸収が悪くなる。元来二鉄は触媒としての水銀に活性を与え自身は一鉄に還元される訳であるから、水銀の絶対量が不足すると二鉄の濃度が上り C_2H_2 の吸収も悪くなる。従って二鉄分が上がったら担当係員が許可を得て水銀補給量を増す。

b) 沈 澱 物

10日に1回日勤者にてサンプリング及び分析を行う。これは普通2~3%であるが、これより多くなると発泡し易くなるので、母液酸化装置にて硝酸の使用量を増し残渣物を分解し去る必要がある。然し母液酸化能力が減少する。

c) 水銀 0.5~1.0%

1カ月に1回日勤者にてサンプリングし分析依頼する。通常0.5~1.0%である。

③ 酸化液の補給及び廃液

母液中の水銀は生成器内で還元され触媒としての能力を失うので排液を行い、酸化液を補給して水銀の賦活を行う必要がある。1回の入替量は1,000~1,500 lである。但し母液中の二鉄分が高くて而も吸収が悪い時は、水銀不足が原因であることが多いので入替は少な目にする。

これを要約すると、6期の標準運転条件は、真空度 -550 m/m Hg 程度、反応温度 74~77°C、母液組成——硫酸濃度 20~22%、水銀濃度 0.5~1.0%であった。このほか、1956年頃の真空度を -580 m/m Hg、1959年頃の硫酸濃度を 25% と記載している工場資料がある。したがって、実際の運転条件は、経時的に若干変動したと見られる。

次に、5期の運転条件は、真空度を -500~560 m/m Hg、-500 m/m Hg、反応温度を 78°C、75°C 等と記載している工場資料がある。「6期標準操作法」によれば、1960年頃の5期標準操作の真空度は、6期の -550 m/m Hg より高かったという。また、前述「新5期標準操作書」(真空蒸発・加圧蒸留方式)によれば、硫酸濃度は 25% であった。

7期については、資料を入手できなかった。

運転条件は重要であるので、次章において、入手できた工場資料の詳細を明示し、常圧蒸発方式の運転条件と合わせ総合的に検討することにしよう。

(2) 稼働率

6期を例にとり、その運転が軌道に乗った1954年及び1955年の製造日報により、その運転実績を詳細に検討してみよう。

1954年8月22日 定修のためストップ

8月26日 スタート。定修所要時間 94時間 45分

1955年3月16日 定修のためストップ

3月21日 スタート。定修所要時間 116時間 55分

1954年8月26日より1955年3月16日までの連続運転時間202日

その間の故障修理による停止時間322時間16分

内訳——アセチレン発生器1時間51分、アセチレンブローワー1時間30分、反応器胴体破損10時間10分、軸流ポンプ他179時間10分、真空ポンプ1時間30分、アセチレン吸収不良12時間、不時停電1時間45分、その他機器等122時間20分 計322時間16分

以上から、連続運転の日数202日、1連続運転中の故障による停止14日、定修期間5日間と見て、これを年間に直すと、運転日数331日、故障修理25日、定休日数9日 計365日になる。I章で見た常圧蒸発方式の1~4期及び5期の運転実績(戦前)と対比すれば、1~4期の連続運転日数は平均65日、5期は平均120日であり、全真空方式になって初めて長期の連続運転が可能になったことがわかる。また、1955年以降は、1連続運転中の故障修理による停止は次第に減少し、運転実績はさらに向上した。

(3) 運転実態

それでは、真空蒸発・真空蒸留方式の運転実態はどのようなものであったか。当時運転に当たった係員や操作員からの聞き取りによりその概要を見よう³⁶⁾。

<直当たり定員>

係員 1人(6期・新5期・7期・硫酸母液酸化装置を見る。事務所に居る)

職長 1人(同上。職長室に居る)

責任者 1人(同上)

アセトアルデヒド工場操作員 各期ごとに2人

同 週休要員 1人(責任者クラス。どの期でも運転できる人)

日勤 6~7人

なお、1953年8月6期スタート時は、真空ポンプ運転要員が操作員の

他に1人いたが、安定運転に達するとカットされた。また、7期スタート前は、アセトアルデヒド工場及び硝酸母液酸化装置の母液分析をする分析手が別に1人いたが、後に操作員が分析もするようになった。

〈操作法の概要〉

6期・新5期・7期は計装化に差異があるが、その操作法はほとんど変わらない。ここでは7期を中心に述べる。

① 操作は内圧（反応器上部気相圧）、反応器母液レベル（母液量）、反応温度（反応器母液温度）などを主な指標として行う。

イ. 内 圧

触媒の還元が進むと、母液のアセチレンの吸収が悪くなり、内圧が上昇する。内圧の変化は操作盤のU字圧力計（記録紙つき）に示される。このとき操作員は次の操作を行う

a. アセチレン吹込量の調節（アセチレンブローのバイパス弁の開閉による）

なお、操作員は基準アセチレン吹込量を指示されている。操作盤には、アセチレン流量計（記録紙つき）及びアセチレンの吹込圧を示す圧力計がある。

次のb. c. の操作の結果、内圧が下がれば、吹込量をまた元に戻す。

b. 触媒水銀の投入

投入を行うと内圧は直ちに下がる。ただし投入量は直当たりで決められている。

○触媒水銀が酸化水銀のとき

操作員は缶入り（500 gr 入り）の酸化水銀を規定量配給されている。内圧の変動を見て、30分に1回または1時間に1回投入を行う。操作員は時間ごとの投入を義務づけられているが、1回当たり

の投入量は内圧の状態により操作員の自由である。

○触媒水銀が金属水銀のとき (1961年以降)

操作員はボンベ入りの規定量金属水銀を配給されている。アスピレーターによる連続投入が建前であったが、アスピレーターは小さくコックの開閉による量の制御が難しかったので、規定量を早めに使い果たしてしまうケースも多かった。そこで、ごく少数の操作員の他は、バッジ投入によった。この場合30分または1時間ごとではなく、内圧の上昇を見て適当にコックを開いて投入を行った。

以上のような触媒水銀の投入の仕方では、直単位の母液水銀濃度は一定でも、8時間の中ではかなりの増減があったことを示す。なお、不時停電があった場合、各機器・配管内にたまった金属水銀が反応器内に落ちるので、停電後のスタートでは生産は好成績を示したという。

c. 母液の入替

触媒水銀を投入しても、しばらくしてなお内圧が上昇してくる場合、母液の部分入替を行う。ただし、触媒水銀がその分ロスとなるので、内圧上昇→母液入替→触媒水銀投入の手順をとる操作員もいた。操作員は直当たりで母液入替量の上限を指示されている(7期の場合、2400~2600 l。各期直当たり使用量合計<酸化母液生産量)。

○排 液

還液ポンプ(真空蒸発器でアセトアルデヒドを蒸発させた後の母液を反応器に返すポンプ)の吐出側に設けられたバイパス弁を開けて母液を母液酸化装置の排液タンクに送る。

○酸化液補給

硝酸母液酸化装置で酸化された母液(完成液と称した)は、7期の母液タンク(約2000 l)に送る。同タンクより反応器に補給する。

1回当たりの排液量・補給量及び母液入替頻度は直当たり規定量

の範囲で操作員の自由である。

例 1回 400~500 l 直 5~6回 (7期反応器母液量を 20 m³ とすれば 500 l 入替は約 2.5% に当たる)

母液の状態により 1 時間以内に母液入替を行うときもあれば、直 1~2 回ですむときもある。入替量も 400~500 l 以下でいいときもある。

酸化液の出来具合がよければ、母液入替をすれば内圧は直ちに下がる。しかし酸化液の出来具合不良の場合もあり、そのときは硫酸母液酸化装置操作員に連絡をした。

ロ. 反応器母液レベル及び母液組成

母液中の水分は、蒸発器でアセトアルデヒドとともに蒸発し、第 1 精溜塔ドレンとなって連続的に排出される。水量はこれに見合って水補給弁、ポンプグランド注水、触媒水銀投入時の注水などにより連続的または断続的に補給される。硫酸濃度が低下したときは、各期母液タンクに硫酸を補給する。

○母液分析

操作員は 2 時間に 1 回サンプリングし、次の分析を行う

硫酸濃度

二鉄量

分析法は試薬量 (フェノール) 及び比重測定による。操作に熱心な操作員は規定以上の頻度で分析したという。

母液中のアセトアルデヒド濃度、分留残アセトアルデヒド濃度、水銀濃度は操作員は分析せず、係の実験室または技術部で行った。

○反応器レベル

操作員は操作室において反応器母液レベルを監視している。レベルが下がったときは水または酸化液を補給する。その選択は操作員の自由である。また、ある程度の時間的余裕をもって行われた。例

えば、母液入替のとき 400 l 排液し 600 l 補給するなど。1959 年 11 月の始運転から 1962 年頃まで 7 期を運転した操作員 2 人の話では、硫酸を補給したことはないという。以上のような操作法では、母液組成特に硫酸濃度はゆるやかに管理されたといえる。

ハ. 反応温度

操作員は反応器母液温度の基準値を指示されている。 $\pm 2\sim 3^{\circ}\text{C}$ で運転できた。母液温度は温度計に示される (記録紙つき)。運転スタートのとき、操作員は反応器に一定量の酸化液を入れ、蒸気を吹込んで基準値まで温度を上げてから、母液循環、アセチレン吹込を開始するが、母液温度は循環、水 (常温) 補給、酸化液 (常温) 補給などの間に低下する。一方、アセチレンの水加反応は発熱反応であるので、反応により母液温度は上昇する。しかし、前者の方が後者より大きいので、蒸気弁を常時開いて加温する。温度コントロールは蒸気弁の開閉による。冷却は必要でなく、また反応器に冷却管はついていない。操作員の証言によれば、蒸気弁の開閉を一定にし、内圧上昇を触媒水銀の投入と母液入替でコントロールしていけば、母液温度もまた基準値を中心にコントロールされ、あまり気にする必要はなかったという。記録紙を見れば、母液温度は基準値を中心にゆるやかな上下カーブ、内圧は小刻みな上下カーブを示すのが常であった。

- ② 最初に機器を調整しておけば、操作を必要としないもの
次の諸項目はこれに属する。

真空度

母液循環量

精留塔 (第 1 塔, 第 2 塔) 温度

コンデンサー温度

イ. 真空ポンプ

真空度を一たん基準値に設定 (バイパス弁の操作による) すれば、運転

中は変更しない。

ロ. 母液循環量

これも運転中は一定に保つ。ただし送液ポンプ、還液ポンプとも流量調節弁がついている。

ハ. 精留塔 (第1塔, 第2塔) 温度

還流弁を開閉し、最初に還流量を調整しておく。運転中は操作しない。なお、第1塔底部、中間部、第2塔中間部、塔頂温度は記録紙に記録される。

ニ. コンデンサー温度

液安膨張弁を最初に調整しておく。

③ その他

イ. アセチレン純度

ほぼ良好で、問題はなかった。1959年にアセチレン製造はカーバイド課に移り、新たに建設された新式設備で精製まで行われるようになったが、前後で特に変化はなかったという。

ロ. 操作員は他に次の作業を行う

- a. 製品レシーバー及び製品タンクの受入切換
- b. 現場巡回

直数回。循環ポンプ、真空ポンプに油をさす。機器に異常はないかを見る

c. 作業日誌の記入

- アセチレン吹込圧, 吹込量
- 反応器内圧
- 真空度
- 母液入替 排液量・酸化液補給量, 時間
- 製品出来高, 各係への移動量
- クロトン出来高, OA 係への移動量

ハ. 故障頻度

7期においては、機器の故障はほとんどなく、定期間内の連続運転が可能であった。

〈労働の考察〉

真空蒸発・真空蒸留方式アセトアルデヒドプロセスの操作労働は、監視労働が主体であった。熟練必要度は低く、操作員は2週間~1カ月ぐらいで一人前になることができた。労働密度は、こまごました作業が必要であり、忙しかった。後夜勤のときの仮眠は交替で2~3時間取った。生産は、1953年8月6期スタートのときは、「10 lでも余計に」作ることが求められたが、1959年11月7期稼働後は生産能力に余裕ができたためか、「ハッパをかけられる」ことはなく、操作の仕方について「文句を言われる」こともなかった。直同士の競争意識は最初強かったが、次第にゆるやかになった。アセトアルデヒド工場操作員は、他の部署に比べ昇給は良かったという。印象に残った証言を二、三引用しておく。

「6期は蒸気分留(常圧蒸発方式)に較べれば楽も楽、極楽だった」

「労働作業ではなかったが、気苦勞がひどかった。8時間終わればホッとした」

「製品量は8割まで母液の状態決められた。操作が2割。腕は別にない。少しでも楽をするように一生懸命やった。そうすれば製品もできる。反応温度などを指示でなく自由に扱わせてくれれば、もっとよかったと思う。触媒金属水銀を細粒で入れる作業改善提案をし、ほうびにシャープペンシルを1本もらった」

〔註〕

28) 参考文献

渡辺徳二編『戦後日本化学工業史』化学工業日報社、1973年

近藤完一『日本化学工業論』勁草書房、1973年

飯島、前掲書

日本長期信用銀行調査部、前掲書

- 29) 近藤、前掲書、p. 401
- 30) 神谷卓郎「戦前戦後のわがアセテート工業」『日本窒素史への証言』第19集、pp. 62-114
- 31) 萱島秀伸「工藤さんと電源開発」『日本窒素史への証言』第23集、pp. 21-42によれば、日本窒素の研究機関である野口研究所は、戦後いち早く日本の高峻な地形と多雨を利用して豊富低廉な水力電気を開発し、重化学工業を興すという国土復興計画を発表した。

また、中村清からの聞き取り（1979年）によれば、水俣工場の再建について、戦前から水俣工場のアセチレン有機合成化学の展開を指導してきた橋本彦七は、石炭からのガス法アンモニア増産を企図したが、工場長を解任された。朝鮮引揚組の新経営者は、新発電所を建設し、その電力を使った水電解によるアンモニア増産を企図し、これを推進したという。

- 32) 徳江毅『ニポリット発展の跡とその将来』、新日本窒素肥料水俣工場『葦火』第7集、pp. 79-85
- 33) 柴田健三「三十年間の日本窒素生活を顧みて」『日本窒素史への証言』第13集、pp. 88-90

柴田は、「これからはいよいよ石油化学の時代との確信を強め、調査部の立場から、機会あるごとにその推進を計った」、「昭和28年暮か29年だったと思うが、新規事業展開決定の重要な討議が役員会で行われ」、その結果、アセテート事業を優先し、「石油化学は後回しすることが決定され」「私は天を仰いで嘆息した」という。

- 34) 筆者が見ることができた製造日報は、酢酸製造日報（1953～1955年）、アルデヒド製造日報（1959年）、アルデヒド・酢酸エチル製造日報（1962、1963年）の計6年分である。その詳細な分析については、有馬澄雄「工場の運転実態からみた水俣病」有馬澄雄編『水俣病』青林舎、1979年、pp. 161-171を参照されたい。
- 35) 水俣病刑事裁判における1977年5月25日の証言。
- 36) 下記の人たちからの聞き取り。聞き取り年月は1990年9月～1991年1月である。

小形 寅彦	明治43年生	1947～1962年	アセトアルデヒド担当係員
前 島 勇	大正8年生	1953～1958年	6期操作員
出口 月人	大正3年生	1953～1968年	6期、7期操作員
寺 川 栄	大正10年生	1953年以降	5期操作員、ただし、週休要員として各期操作を経験
荒川 隼人	昭和2年生	1959～1962年	7期操作員

水俣病原因工場の産業史・技術史(2) (飯島/岡本)

白坂進	大正5年生	1959～1962年	7期操作員
川崎時吉	大正2年生	1963～1968年	各期操作員